

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

CALCULO DEL EQUIPO NECESARIO PARA LA
RECUPERACION DE HIDROCARBUROS CONDEN-
SADOS OBTENIDOS DURANTE LA LIMPIEZA
DE LOS GASODUCTOS QUE ABASTECEN A LA
UNIDAD PETROQUIMICA LA VENTA.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

HECTOR HUGO SALGADO GONZALEZ

México, D. F.

1973



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE: I.Q. ALEJANDRO ANAYA DURAND.
VOCAL: I.Q. CARLOS DOORMAN MONTERO.
SECRETARIO: I.Q. JORGE MARTINEZ MONTES.
1er. SUPLENTE: I.Q. ROBERTO ANDRADE CRUZ.
2º. SUPLENTE: I.Q. JOSE FCC. GUERRA RECASENS.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

UNIDAD PETROQUIMICA LA VENTA. LA VENTA, TAB.

NOBRE DEL SUSTENTANTE:

HECTOR HUGO SALGADO GONZALEZ.

NOMBRE DEL ASESOR DEL TEMA:

I.Q. CARLOS DOORMAN MONTERO.

A mi madre,
Sra. Manuela González Vizcarra,
a quien debo el haber logrado
concluir mis estudios profesionales.

A mis hermanos
Alma Rosa, Norma Luz y Roberto.

A mi esposa
Silvia Leticia.

A mis compañeros
de la Unid. Petroq.
La Venta.

A mis maestros y
amigos.

I N D I C E

	Pág.
I.- Introducción.	1
II.- Generalidades.	4
III.- Composición del gas húmedo e hidrocarburos líquidos.	18
IV.- Cálculo y selección del equipo.	26
V.- Consideraciones económicas.	86
VI.- Conclusiones.	93
Apéndice.	95
Bibliografía.	101

CAPITULO I

I N T R O D U C C I O N

No obstante los avances logrados en la actualidad, gracias al perfeccionamiento técnico y científico, aún se observa que en numerosas industrias existentes en -- nuestro país y en particular Petróleos Mexicanos, tie-- nen pérdidas ocasionadas fundamentalmente por desperdi-- cios de materia prima, las cuales no son muy notables - si consideramos períodos cortos, pero que con el trans-- curso de los años se convierten en sumas de considera-- ble importancia, por lo que es fundamental reducir és-- tas al mínimo.

La Unidad Petroquímica La Venta, perteneciente a -- Petróleos Mexicanos, desde su instalación a la fecha ha venido trabajando con numerosas pérdidas por desperdi-- cio de materia prima, las que consisten principalmente_ en quemar hidrocarburos tanto líquidos como gaseosos -- cuando se realizan las limpiezas de los gasoductos que_ abastecen a las plantas de la Unidad y que provienen de los centros recolectores (campos) localizados en la re-- gión.

Los condensados de hidrocarburos y el agua que --- trae consigo el gas húmedo, debido a su mayor peso espe-- cífico se van acumulando en los numerosos "columpios" - (cambios verticales en la dirección de la tubería debi-- dos a accidentes del terreno) que existen en los gaso-- ductos y juntamente con lodo y otras impurezas poco a -

poco obstruyen las líneas, lo que hace necesaria la limpieza frecuente de éstas.

En el presente trabajo se calcula el equipo necesario para recuperar totalmente los hidrocarburos que se queman durante las corridas de "diablos", evitando de esta forma pérdidas económicas a la empresa.

Este equipo consiste en un recipiente separador -- con sus correspondientes boquillas, válvulas de control, etc., el cual operará continuamente y no solo durante las limpiezas. Este recipiente, que trabajará con el -- gas de carga a la planta criogénica, se instalará de -- tal modo que el gas llegue a él antes de pasar a procesarse y tendrá dos finalidades; recuperar los hidrocarburos líquidos arrastrados por los "diablos" y ayudar / al separador de entrada de la planta a eliminar parte -- del agua que trae consigo el gas húmedo y que ha sido -- el origen de frecuentes formaciones de hidratos, ya que este recipiente no es suficiente para separar el agua -- que llega con el gas.

Los hidrocarburos líquidos recuperados durante las limpiezas de los gasoductos se enviarán para su proceso a la planta de absorción y en operación normal, se procesarán en la planta criogénica.

También se hace en este trabajo un estudio económi

co sobre el equipo propuesto para hacer esta modifica--
ción, demostrándose que el equipo calculado es económi-
camente costeable.

C A P I T U L O I I

GENERALIDADES

Petróleos Mexicanos cuenta con personal especializado para efectuar la limpieza de los gasoductos, oleoductos y poliductos, así como para el mantenimiento y conservación de los mismos con el objeto de que siempre conduzcan el mayor flujo con el máximo de seguridad; además de las limpiezas periódicas, se efectúan calibraciones ultrasónicas de los espesores de las tuberías para así determinar oportunamente cuáles de ellas se encuentran fuera de especificaciones para proceder a su renovación.

El aparato que se utiliza en dichas limpiezas recibe generalmente el nombre de "diablo" y consiste en varios discos metálicos con bordes de hule unidos por un eje común que lleva una partícula radioactiva para su fácil localización en caso de que se atore en la línea. Otro tipo de diablos además de los discos de hule, llevan cepillos de cuerdas aceradas y cuchillas raspadoras de óxido. Algunos tipos de diablos se muestran en la Fig. # 1 del apéndice.

Para proceder a correr el diablo, se introduce éste en cámaras especiales denominadas trampas de diablos instaladas en cada uno de los gasoductos, oleoductos y poliductos, localizadas tanto a la llegada al centro de recibo como a la salida del centro de envío.

Los factores que influyen en el volumen de hidro--

carburos líquidos almacenados en los accidentes de los-gasoductos son:

- a).- El tiempo transcurrido entre una limpieza y otra al mismo gasoducto.
- b).- La longitud del gasoducto.
- c).- La época del año en que se realice la -
limpieza.
- d).- Tipo de producción del pozo, si es natural o forzada.

En la Unidad Petroquímica La Venta es conveniente contar con un equipo para recuperar los hidrocarburos - condensados que se arrastran durante la corrida de diablos en los gasoductos y que actualmente son enviados - al quemador, dichos condensados se acumulan a lo largo de los diferentes gasoductos que abastecen a la U.P.L.V en los llamados "columpios" ocasionando un presionamiento en la línea, que afecta directamente a las compresoras de los campos de las regiones recolectoras, haciendo de este modo necesaria la limpieza.

GASODUCTOS QUE ABASTECEN DE GAS HUMEDO
A LA UNIDAD PETROQUIMICA LA VENTA.

Actualmente existen cinco regiones que abastecen - de gas húmedo a la Unidad Petroquímica, en cada una de ellas se recolecta el gas de los campos en unas baterías de separadores, que tienen como finalidad separar el aceite crudo del gas. En la parte inferior de los mismos se deposita el crudo de donde se extrae por medio de bombas y por la parte superior se obtiene el gas que se recolecta y se envía por los gasoductos con ayuda de compresoras. Estas regiones son:

I.- Cinco Presidentes.

II.- Sánchez Magallanes.

III.- Cuichapa.

IV.- Ogarrio.

V.- La Venta.

La presión de llegada del gas de todos estos gasoductos a la U.P.L.V., es de 38.7 Kg/cm^2 . (550 psig).

CINCO PRESIDENTES.- De la región norte de La Venta llega este gasoducto de 16 pulgadas de diámetro (40.6 cm.), con una longitud de 10 Kms. y un gasto de 95 millones de pies cúbicos por día (2.69 millones de metros cúbicos por día). Actualmente es el gasoducto -

que más gas húmedo alimenta a la U.P.L.V., consta de -- cuatro estaciones de barcazas, cada una de las cuales -- está equipada con seis compresoras, además cuenta con u na estación en tierra, de nueve máquinas.

SANCHEZ MAGALLANES.-- Con un flujo de 23 MMPCD(0.65 MMMCD) llega este gasoducto de 20 Kms. y 12 pulgadas -- (30.5 cms.) de diámetro desde la población de Sánchez -- Magallanes, Tab., conduciendo el gas de los campos si-- guientes:

Sánchez Magallanes #1, equipado con seis com presoras.

Sánchez Magallanes #2, que cuenta con nueve com presoras.

Tucán, dotado de tres compresoras en servi-- cio y dos más en instalación.

CUICHAPA.-- Del distrito el Plan, se recibe gas hú-- medo por este gasoducto de 18 pulgadas (47.7cm.) de diá-- metro y 35 Kms. de longitud, con un flujo de 60 MMPCD - (1.70 MMMCD); opera con doce compresoras reciprocantes com y tres centrífugas, este gasoducto entró en operación - en Septiembre de 1972.

OGARRIO.-- Esta región se encuentra ubicada al sur-

este de la U.P.L.V., a unos 15 kilómetros y envía un -- flujo de 28 MMPCD(0.79 MMMCD) por una línea de 10 pulgadas (25.4cm.) de diámetro, recolecta el gas de los campos de Ogarrio, que cuenta con diez compresoras y el de Otates, equipado con tres.

LA VENTA. - Por un gasoducto de 10 pulgadas(25.4cm) de diámetro, esta región envía 8 MMPCD(0.23 MMMCD) está integrada únicamente por el campo La Venta que cuenta con cinco compresoras, la longitud de este gasoducto es de 10 kilómetros.

DESCRIPCION DE LA UNIDAD PETROQUIMICA LA VENTA

La Unidad Petroquímica La Venta está ubicada en la población de La Venta, en el estado de Tabasco y pertenece al distrito de Agua Dulce, Ver. Fué diseñada e instalada con el fin de aprovechar el gas de formación que se obtiene en los campos de la zona sur (exceptuando el distrito de Cd. Pémex). Actualmente la U.P.L.V. recibe gas húmedo de los siguientes distritos:

el de Agua Dulce que comprende los campos Cinco Presidentes, Sánchez Magallanes, La Venta, Tucán, Ogarrio y Otates; el de El Plan, que comprende el campo Cuichapa; además se recibirá del campo El Golpe, perteneciente al distrito Comalcalco, un flujo de 50 MMPCD para fines del segundo tri-

mestre de 1973, fecha en que también los campos del --- distrito Agua Dulce aumentarán su producción de gas y - posteriormente, en fecha no precisada aún, se comenzará a enviar gas de los campos Cactus y Sitio Grande, pertenecientes al distrito Comalcalco. Estos campos enviarán conjuntamente un flujo de 100 MMPCD, que serán procesados en la Planta de Absorción.

La Unidad Petroquímica La Venta está integrada por las siguientes plantas de Proceso:

Planta Criogénica.

Planta de Absorción.

Planta deshidratadora de aceite crudo.

El gas húmedo recibido, rico en gasolina, se procesa en las plantas Criogénica y de Absorción. Los hidrocarburos condensados obtenidos en la primera, son enviados al Complejo Industrial de Pajaritos, Ver, constituyendo la carga del mismo.

En la planta de Absorción se obtiene gasolina que se envía a la Refinería de Minatitlán, Ver. y etano en fase gaseosa que se comprime y es condensado en la planta Criogénica para integrarlo a la corriente de líquidos Criogénicos y enviarlos conjuntamente al Complejo Industrial de Pajaritos.

PLANTA CRIOGENICA

DESCRIPCION DEL PROCESO.- Esta planta entró en operación en mayo de 1972, siendo diseñada para procesar -- 182 MMPCD de gas húmedo enviado de campos y 6.6 MMPCD de etano proveniente de la planta de absorción, para obtener 21,600 Els/D de líquido criogénico con 52.8% mol de etano.

Hasta febrero de 1973 se procesaron 200 MMPCD y según cálculos se procesarán 220 MMPCD cuando se aumente el envío de gas a la planta. El diagrama de flujo se muestra en la Fig. #2 del Apéndice.

El gas húmedo a 38.7 Kg/cm² llega primeramente a un recipiente (FA-1), donde se separan condensados de hidrocarburos y agua, siendo enseguida comprimido hasta 46.8 Kg/cm² en un compresor centrífugo (GB-1); posteriormente se somete a un enfriamiento en dos etapas, primero con agua (BA-1) y después en el calentador del fondo de la torre demetanizadora (BA-2). Con este enfriamiento (21°C), condensa algo de hidrocarburos y agua que se separa en otro recipiente (FA-5) a una presión de 46 Kg/cm², el agua es descargada al drenaje y los hidrocarburos líquidos fluyen a dos separadores (FA-6 A y B) donde tiene lugar una vaporización instantánea en dos pasos (23 Kg/cm² y 13 Kg/cm²) para reducir el contenido de metano; posteriormente el líquido se bombea al tanque de producto final y los vapores se envían al cabezal de gas combustible.

El gas de carga pasa a la sección de deshidratación, para sustraerle el agua con el fin de evitar la formación de hidratos en la siguiente etapa del proceso. Una vez deshidratado, el gas es enfriado hasta $-53\text{ }^{\circ}\text{C}$ en un tren de enfriadores (EA-3 a EA-8) cambiando calor con el gas residual de la planta, con propano refrigerante y con la alimentación a la demetanizadora. La mezcla vapor líquido resultante del enfriamiento es extraída en el tanque separador de la succión del expansor (FA-7) a 43 Kg/cm^2 . El líquido pasa a un segundo separador (FA-8) donde ocurre una vaporización instantánea, abatiéndose la presión hasta 17 Kg/cm^2 y obteniéndose vapores que se unen al gas residual y líquido que entra a la torre demetanizadora.

Los vapores del tanque separador de la succión del expansor (GC-1) llegan a éste, donde la expansión hasta 16 Kg/cm^2 hace que baje la temperatura a $-89\text{ }^{\circ}\text{C}$, produciéndose una mezcla de dos fases que es alimentada a la torre demetanizadora (DA-1). En esta se obtienen por el domo vapores que constituyen el gas residual (formado principalmente por metano), el cual es comprimido por medio de compresoras centrífugas a 35 Kg/cm^2 enviándose a la Planta de Absorción donde es recomprimido a 74 Kg/cm^2 para enviarse al gasoducto Cd. Pémex-México y para bombeo neumático de campos.

Los fondos de la demetanizadora se envían al tanque de producto al cual fluye también la corriente rica en etano procedente de la Planta de Absorción, la que -

previamente ha sido licuada.

El producto líquido final se bombea al Complejo Industrial de Pajaritos, ya que constituye la materia prima de las plantas de dicho complejo.

PLANTA DE ABSORCION

DESCRIPCION DEL PROCESO.- Esta planta entró en operación en marzo de 1963, diseñada para procesar 100 MMP CD; en el segundo semestre de 1966 quedó ampliada su capacidad de proceso a 150 MMPCD y en el primer semestre de 1972 se amplió para operar con 205 MMPCD obteniéndose 10,120 Bls/D de gasolina, 6.6 MMPCD de etano gaseoso que se envía a la Planta Criogénica para su licuación y unirlo al producto de ésta, para enviarlo al Complejo Industrial de Pajaritos, y 182 MMPCD de gas seco para bombeo neumático de los diferentes campos en explotación y gas combustible al gasoducto Cd. Pémex-México. El diagrama de flujo se muestra en la Fig. #3 del Apéndice.

Actualmente está fuera de operación por falta de gas (excepto la sección de compresoras) y disponible para procesar la carga de gas húmedo de la Planta Criogénica en caso de paro o falla de ésta. Según programas, para fines del presente año, esta planta procesará 75 MMPCD de gas húmedo que se recibirá en la siguiente for

ma: del campo Ogarrio 14 MMPCD, de Otates 16, de La Venta 10, de Sánchez Magallanes 20 y de Tucán 15. Los campos Cinco Presidentes, Comalcalco y Cuichapa enviarán conjuntamente 200 MMPCD que se procesarán en la planta Criogénica.

El gas húmedo proveniente de los campos llega a una presión de 38.7 Kg/cm^2 (550 psig) y $38 \text{ }^\circ\text{C}$ a un separador de entrada (1132) donde se le extraen el agua y condensado de hidrocarburos; a la corriente de gas que sale de este separador se le inyecta una solución de dietilenglicol para eliminar la formación de hidratos de hidrocarburos que tendrían lugar durante el enfriamiento (de $38 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $1 \text{ }^\circ\text{C}$), intercambiando calor primeramente con el gas seco frío (918) que sale de los absorbedores y después en un enfriador con propano (919) del sistema de refrigeración. Con este enfriamiento se obtienen hidrocarburos condensados que mezclados con la solución de dietilenglicol y el gas, pasan a un separador (1133) en donde las tres fases se separan.

El dietilenglicol diluido con el agua absorbida, pasa a un sistema de regeneración por calentamiento para después volver a utilizarlo en el proceso.

El condensado pasa a un tanque de vaporización instantánea (1137) donde se abate la presión a 25 Kg/cm^2 , aquí se separan vapores de metano que se unen a la co--

rriente de gas combustible; el condensado fluye entonces a una torre estabilizadora (1142) para separarle etano y posteriormente a un tanque de producto (1150) para bombearlo a la Refinería de Minatitlán, Ver.

El gas que sale del 1133 pasa a los absorbedores (1134) entrando por la parte inferior, en donde en contra-corriente con aceite absorbente pobre, tiene lugar la absorción de los hidrocarburos licuables del gas. -- Por el domo sale gas seco que se comprime a 74 Kg/cm^2 -- en las compresoras reciprocantes 308 y se utiliza para bombeo neumático y para el gasoducto Cd. Pemex-México.

El aceite absorbente rico en hidrocarburos licuables que sale por el fondo de las torres absorbedoras, pasa a un tanque (1136) donde se efectúa una vaporización instantánea por medio de un abatimiento de presión hasta 25 Kg/cm^2 , separándose metano. El aceite absorbente pasa después a una torre demetanzadora (1165) cuyas condiciones de operación son 16 Kg/cm^2 y $60 \text{ }^\circ\text{C}$, constituyendo el producto de domo de dicha torre el gas combustible y fluyendo el producto de fondo a una torre de etanizadora (1143) donde a 11 Kg/cm^2 y $110 \text{ }^\circ\text{C}$ se despunta etano, el cual se envía a la planta Criogénica.

El aceite absorbente libre de metano y etano pasa a un destilador (1146), en donde el aceite se empobrece al destilarse la gasolina que anteriormente fué absorbi

da; el aceite absorbente pobre sale por el fondo de la torre y es enfriado con agua en un banco de cambiadores de calor para ser almacenado posteriormente en el tanque de balance de aceite absorbente pobre (1145). De aquí sale el aceite para entrar por el domo de las torres absorbedoras y completar el circuito.

Los vapores de gasolina que salen por el domo de la torre destiladora son condensados mediante enfriadores con agua, pasando después al acumulador de reflujo de la torre (1147). De este acumulador salen por el domo los vapores de gasolina que no se condensaron y que serán comprimidos para incorporarlos de nuevo a la corriente de proceso. Por el fondo sale gasolina que se distribuye en dos corrientes; una constituye el reflujo de la torre y la otra se mezcla con el condensado estabilizado (que viene del 1142) formando ambas corrientes la gasolina de absorción que se envía a la Refinería de Minatitlán, Ver.

PLANTA DESHIDRATADORA DE ACEITE CRUDO

La finalidad de esta planta es desalar el aceite crudo que llega de campos, hasta un promedio de ----- 100 lbs de sal/1000 lbs. de aceite crudo, y 0.1% de agua para bombearlo a la Refinería de Minatitlán para su proceso.

Esta planta tiene una capacidad de proceso de ----

245,000 Bls/D de crudo que contiene 10,000 Lbs de sal/1000 Bls de aceite crudo, y 24% de agua; consta de siete unidades deshidratadoras capaces de procesar cada una 35,000 Bls/d. El aceite crudo que se procesa es la producción de los distritos de Agua Dulce y Comalcalco. El diagrama de flujo se muestra en la Fig. #4 del apéndice.

Existen además en la Unidad, instalaciones auxiliares tales como:

Batería de almacenamiento de aceite crudo mediante tanques cilíndricos, con una capacidad total de 535,000 barriles.

Batería para almacenamiento de gasolina mediante esferas, con capacidad total de 17,000 barriles.

Planta para tratamiento de agua con capacidad de 500 M³/D.

Planta para la generación de energía eléctrica con capacidad de 6,400 Kwh.

La operación de la Unidad Petroquímica La Venta se resume de la manera siguiente:

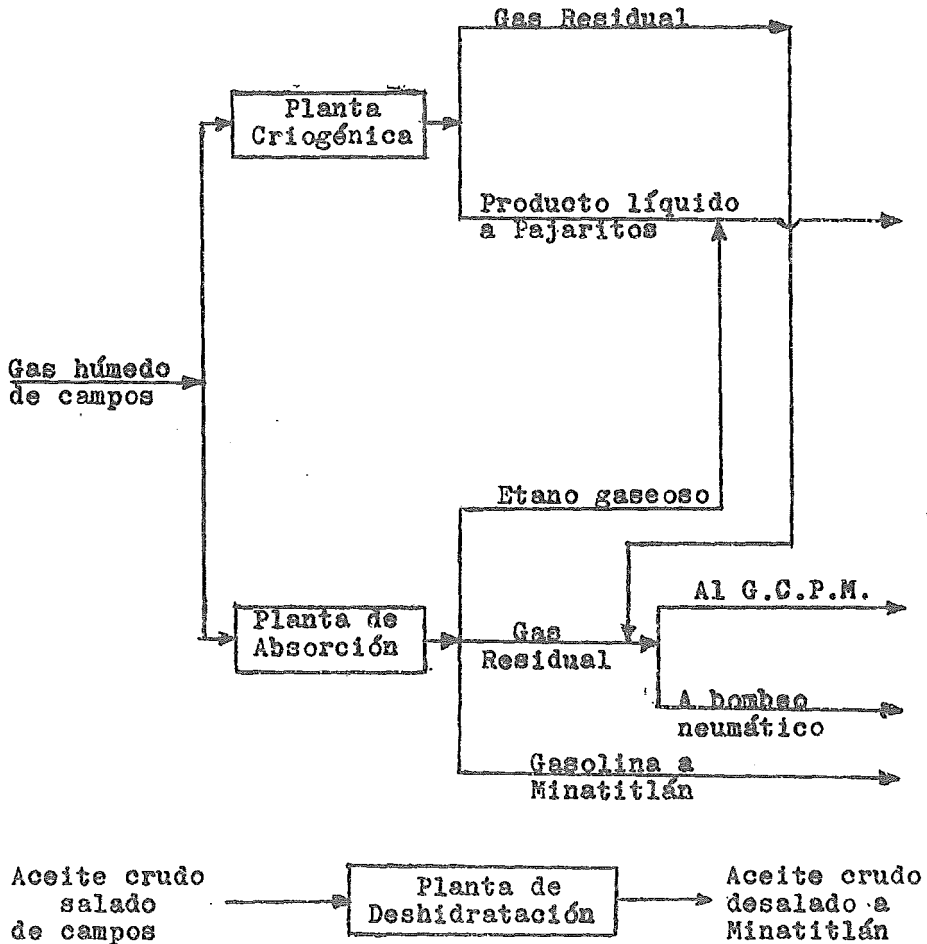


Fig. A. OPERACION DE LA U.P.L.V.

C A P I T U L O I I I

COMPOSICION DEL GAS HUMEDO E HIDROCARBUROS OB-
TENIDOS EN LA LIMPIEZA DE LOS GASODUCTOS DE A-
BASTECIMIENTO A LA U.P.L.V.

En este capítulo se muestran los análisis de laboratorio efectuados al gas húmedo de los campos, durante las limpiezas de cada gasoducto con el objeto de dar una idea general del tipo de hidrocarburos que se queman y que se pretende recuperar. Además se anotan también los análisis al gas de todos los campos recibidos en el cabezal general. Estos análisis se efectuaron en el laboratorio de la Unidad.

Los gasoductos que abastecen a la Unidad Petroquímica, a su llegada a esta, descargan cada uno a una trampa de diablos independiente, que cuenta con un venteo al quemador de 6 pulgadas de diámetro y dos tomas (purgas) de 3/4 de pulgada de diámetro, las cuales se usan para obtener las muestras de hidrocarburos y analizarlos en el laboratorio.

Como durante las limpiezas, acompañando a los hidrocarburos líquidos y agua vienen bolsas de gas, se tomaron las muestras de tal manera que se analizaran los hidrocarburos líquidos y los gaseosos independientemente.

Enseguida se exponen las tablas con los promedios

trimestrales durante el año 1972 de los análisis efectuados a la corriente de hidrocarburos gaseosos y líquidos arrastrada por los diablos (excepto Cuichapa que se hará mensualmente). Todos estos datos están dados en % Mol.

Hidrocarburos gaseosos

$$P.M. = 20.1 \text{ Lb/Lb-mol}$$

$$S_{\%C} = 0.693$$

Hidrocarburos líquidos

$$P.M. = 59.50 \text{ Lb/Lb-mol}$$

$$S_{\%C} = 0.554$$

Para simplificación se considerarán los hidrocarburos expresándolos únicamente por el número de átomos de carbono.

CINCO PRESIDENTES

Hidrocarburos gaseosos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	81.90	81.75	81.25	81.83
C ₂	10.61	10.75	10.96	10.70
C ₃	3.99	3.95	4.65	4.44
iC ₄	0.60	0.65	0.70	0.57
nC ₄	1.49	1.44	1.51	1.42
iC ₅	0.51	0.45	0.38	0.41
nC ₅	0.27	0.31	0.36	0.28
C ₆ +P	0.63	0.70	0.19	0.35

Hidrocarburos líquidos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	10.25	11.94	10.95	10.48
C ₂	11.08	10.26	10.68	11.28
C ₃	14.95	14.97	14.89	15.05
iC ₄	4.69	4.66	4.70	4.70
nC ₄	13.25	13.01	13.05	13.25
iC ₅	6.83	6.81	6.95	6.14
nC ₅	8.40	8.84	8.03	8.35
C ₆ +P	30.55	29.51	30.75	30.75

SANCHEZ MAGALLANES

Hidrocarburos gaseosos

COMP	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	75.67	81.51	81.97	81.40
C ₂	13.24	11.13	10.75	10.34
C ₃	6.68	4.54	4.49	5.40
iC ₄	0.97	0.62	0.60	0.78
nC ₄	1.91	1.34	1.24	1.28
iC ₅	0.47	0.28	0.30	0.35
nC ₅	0.47	0.31	0.29	0.25
C ₆ +p	0.59	0.27	0.36	0.20

Hidrocarburos líquidos

COMP	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	11.84	10.99	10.71	10.84
C ₂	10.25	10.46	11.15	11.11
C ₃	14.85	14.93	14.70	13.94
iC ₄	4.66	4.69	4.51	3.48
nC ₄	13.40	13.05	13.11	12.18
iC ₅	6.32	6.89	6.46	6.11
nC ₅	8.53	8.83	8.56	8.14
C ₆ +p	30.15	30.16	30.80	20.94

OGARRIO

Hidrocarburos gaseosos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	75.80	80.55	82.07	79.63
C ₂	14.37	12.75	11.88	12.37
C ₃	6.34	3.86	3.74	4.93
iC ₄	0.96	0.72	0.48	0.82
nC ₄	1.71	1.18	0.91	1.43
iC ₅	0.35	0.32	0.26	0.23
nC ₅	0.31	0.25	0.27	0.32
C ₆ +P	0.16	0.37	0.39	0.27

Hidrocarburos líquidos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	10.95	10.63	10.51	10.83
C ₂	11.13	11.05	11.25	11.36
C ₃	14.95	14.78	14.70	14.89
iC ₄	4.25	4.31	4.50	4.18
nC ₄	12.96	13.02	13.32	13.05
iC ₅	6.72	6.68	6.43	6.62
nC ₅	8.84	8.66	8.54	8.87
C ₆ +P	30.20	30.87	30.75	30.20

LA VENTA

Hidrocarburos gaseosos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	85.61	83.86	87.84	82.23
C ₂	9.13	9.85	7.99	10.95
C ₃	2.96	3.70	2.02	3.81
iC ₄	0.41	0.67	0.33	0.92
nC ₄	0.77	0.86	0.74	1.14
iC ₅	0.39	0.31	0.29	0.30
nC ₅	0.35	0.43	0.30	0.29
C ₆ +P	0.38	0.32	0.49	0.39

Hidrocarburos líquidos

	Ene	Abr	Jul	Oct
	Feb	May	Ago	Nov
COMP	Mar	Jun	Sep	Dic
C ₁	11.54	11.28	10.95	10.23
C ₂	11.22	11.45	11.47	11.13
C ₃	14.18	14.23	14.13	14.92
iC ₄	4.21	4.18	4.62	4.65
nC ₄	12.53	12.90	13.03	13.26
iC ₅	6.05	6.15	6.74	6.87
nC ₅	9.02	8.85	8.86	8.32
C ₆ +P	31.25	30.96	30.20	30.62

CUICHAPA

Hidrocarburos gaseosos

COMPZ	Sep	Oct	Nov	Dic
C ₁	81.04	80.50	80.94	80.25
C ₂	11.10	11.51	10.85	10.25
C ₃	4.65	4.88	4.14	5.95
iC ₄	0.66	0.69	0.73	0.85
nC ₄	1.45	1.49	1.51	1.60
iC ₅	0.35	0.33	0.50	0.39
nC ₅	0.37	0.34	0.75	0.30
C ₆ +p	0.38	0.26	0.58	0.41

Hidrocarburos líquidos

COMP	Sep	Oct	Nov	Dic
C ₁	9.92	9.30	10.18	10.63
C ₂	10.88	11.34	11.97	11.75
C ₃	14.95	14.70	14.89	14.52
iC ₄	4.69	4.57	4.70	4.64
nC ₄	13.27	13.23	13.19	13.12
iC ₅	6.83	6.81	6.62	6.50
nC ₅	8.93	8.82	8.79	8.75
C ₆ +p	30.54	31.23	29.66	30.09

A continuación se expone la tabla de los promedios mensuales de los análisis de gas húmedo en el cabezal -

general durante el año 1972. (% Mol)

COMP	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun
C ₁	79.85	79.43	80.61	78.35	79.32	80.88
C ₂	11.93	12.19	11.22	12.94	11.86	11.62
C ₃	5.18	5.03	4.95	4.91	5.27	4.65
iC ₄	0.63	0.71	0.62	0.75	0.78	0.68
nC ₄	1.28	1.32	1.47	1.31	1.50	1.28
iC ₅	0.27	0.29	0.40	0.39	0.41	0.32
nC ₅	0.43	0.49	0.34	0.41	0.43	0.32
C ₆ +P	0.43	0.54	0.39	0.94	0.43	0.25

COMP	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
C ₁	80.57	80.58	80.52	80.63	80.76	80.66
C ₂	11.36	11.25	11.37	11.37	11.48	11.40
C ₃	4.84	4.93	4.86	4.89	4.77	4.77
iC ₄	0.75	0.74	0.74	0.74	0.68	0.69
nC ₄	1.46	1.46	1.49	1.45	1.36	1.39
iC ₅	0.36	0.38	0.36	0.32	0.30	0.32
nC ₅	0.36	0.39	0.37	0.32	0.30	0.32
C ₆ +P	0.30	0.27	0.29	0.28	0.35	0.45

C A P I T U L O I V

C A L C U L O Y S E L E C C I O N

D E L E Q U I P O

La separación de gas líquido obedece a las principios básicos siguientes:

- a).- Proceso mediante el cual es separado un líquido de un gas, debido al choque súbito de la corriente del fluido sobre una mampara.
- b).- La expansión que se efectúa depende de la naturaleza de los fluidos a separar y de la relación que existe entre los dos.
- c).- Sometiendo la mezcla a movimiento centrífugo, aumenta la eficiencia de separación, sobre todo cuando el contenido de la fase líquida es considerable.

SEPARADORES.- Son recipientes fabricados con láminas de acero soldadas con aditamentos adecuados en el interior para efectuar una separación entre dos o tres fases. En el caso del gas húmedo estas fases son:

- 1.- Fase gas

2.- Fase condensado de hidrocarburos.

3.- Fase agua.

SEPARADORES DE DOS FASES.- Gas y Condensado---Agua en los cuales en la fase de hidrocarburos se encuentra el agua y es separada junto con él.

SEPARADORES DE TRES FASES.- Gas, condensado y agua en estos tipos se efectúan las separaciones de las tres fases independientemente.

Existen tres tipos distintos de separadores, por su forma y posición y son los siguientes:

HORIZONTALES CILINDRICOS

VERTICALES CILINDRICOS

ESFERICOS

HORIZONTALES CILINDRICOS.- Son de cuerpo cilíndrico, extremos de casqueta semiesférico o elipsoidal, trabajan en posición horizontal; Algunos recipientes de este tipo, para mejor separación de los líquidos, cuentan con una sección auxiliar llamada comunmente "Pierna de acumulación de líquido".

VENTAJAS.- Son económicos cuando se usan para separar fluidos que tienen una alta relación de gas-condensado, por su menor diámetro para una cantidad de gas determinada, presentan facilidad de transporte e instalación, se pueden inspeccionar fácilmente desde el piso.

DESVENTAJAS.- No se recomiendan cuando los gases y líquidos contienen considerable cantidad de mugres, es complicada su limpieza.

VERTICALES CILINDRICOS.- Son de cuerpo cilíndrico, extremos de casquete semiesférico o elipsoidal, trabajan en posición vertical.

VENTAJAS.- Son recomendables cuando se trabaja con considerables cantidades de lodos y arenas ya que su limpieza es relativamente sencilla, su forma permite su fácil erección y ocupan un reducido espacio.

DESVENTAJAS.- Para una cantidad dada de gas requieren mayor diámetro que el horizontal, es más costoso.

ESFERICOS.- VENTAJAS.- Se caracterizan por su bajo costo, sobre sus paredes se ejerce la misma presión en todos los puntos, su costo es menor que el de cualquier otro tipo de recipiente.

DESVENTAJAS.- Poseen poca capacidad de separación.

La separación que se lleva a cabo en uno de estos

recipientes es muy relativa, pues se efectúa por medios físicos, por ejemplo: El agua por mayor densidad se depositará en la parte inferior, el condensado de hidrocarburos en la parte media y el gas ocupará la parte superior.

Accesorios principales de que consta generalmente un separador tanto horizontal como vertical de tres fases:

- 1.- Boquilla soldable; entrada de gas.
- 2.- Boquilla soldable; salida de gas.
- 3.- Mampara deflectora.
- 4.- Extractor de neblina.
- 5.- Boquilla soldable; para colocación de --
válvula de seguridad.
- 6.- Boquillas soldables; control de nivel de
condensado de hidrocarburos.
- 7.- Coples con rosca soldados al cuerpo para
control de nivel de agua.
- 8.- Coples roscados soldados al cuerpo para

tomas de niveles ópticos (agua, condensado de hidrocarburos).

9.- Cople con rosca soldado al cuerpo; toma de manómetro.

10.- Cople con rosca soldado al cuerpo; conexión para termopozo.

11.- Cople con rosca soldado al cuerpo; conexión para drene.

12.- Boquilla soldable para registro-hombre.

SECCIONES DE QUE CONSTA UN SEPARADOR

I.- SECCION DE SEPARACION PRIMARIA.

II.- SECCION DE ACUMULACION DE LIQUIDOS.

III.- SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA.

IV.- SECCION DE EXTRACCION DE NIEBLA.

En estas secciones ocurre lo siguiente:

SECCION DE SEPARACION PRIMARIA.- En esta parte se efectúa una separación al chocar el gas con la mampara deflectora.

SECCION DE ACUMULACION DE LIQUIDO.- En esta sección se recolectan los líquidos de la separación, por lo que debe ser grande para una mayor seguridad y mejor separación.

SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA.- Es el lugar en el cual se lleva a cabo una separación por efectos de la presión gravitacional y se localiza entre la entrada y la malla de retención.

SECCION DE EXTRACCION DE NIEBLA.- Esta se encarga de efectuar la separación de las pequeñas gotas de líquido que aún arrastra el gas. Para lograrlo se ponen accidentes al paso del gas para hacer que estas gotas se pongan en contacto unas con otras y así formar gotas más grandes que caigan por efecto de la gravedad.

FACTORES DE LOS QUE DEPENDE EL DISEÑO DE UN SEPARADOR

Estos factores se concretan en los siguientes:

- 1.- Gasto a través del separador.
- 2.- Densidad de los hidrocarburos; fase gaseosa y fase líquida.
- 3.- Condiciones de temperatura y presión dentro del recipiente.

- 4.- Tiempo de residencia para el gas a tratar.
- 5.- Diámetro de partícula.
- 6.- Temperatura de rocío de los hidrocarburos líquidos que se encuentran mezclados con el gas.

El recipiente recolector objeto de este trabajo operará a 38.7 Kg/cm^2 , separando del gas parte de hidrocarburos líquidos y agua. Trabaja continuamente (no exclusivamente durante la corrida de "diablos") porque como ya se mencionó con anterioridad, además de recuperar los hidrocarburos arrastrados por los "diablos", se parará agua ayudando de esta forma al separador de entrada de la planta Criogénica, ya que éste no es suficiente para eliminarla habiéndose presentado por esta causa innumerables problemas de formación de hidratos en dicha planta.

Por otra parte, el recibo de los líquidos arrastrados por los "diablos" presenta algunos riesgos, debido al descuido involuntario del personal encargado de desviar el gas al quemador (como se hace en la actualidad), ya que únicamente se guían por el sonido que los ruidos producen en el gasoducto, habiendo ocasiones en que se pasan hidrocarburos líquidos y agua a proceso origi-

nando descontrol en las plantas. La colocación y uso -- del separador, además de las ventajas ya mencionadas, -- suprimirá estos riesgos.

Como ya se explicó anteriormente, el recuperador -- de líquidos recibirá únicamente el gas de carga a la -- planta criogénica, enviándose el condensado de hidrocarburos recuperado a procesarse a la planta de Absorción. Esto se hará considerando que la planta Criogénica operará con una carga que excederá en un 20% a la capaci-- dad del diseño y por lo tanto no podría procesar el condensado recuperado sin afectarse considerablemente su operación.

Únicamente en operación normal de los gasoductos -- se procesará el condensado de hidrocarburos en la planta Criogénica.

La planta de Absorción operará con un 35% de su capaacidad de diseño y posteriormente, cuando se reciba -- gas de los campos Cactus y Sitio Grande, estará operando con un 85% de su capacidad, lo que le permitirá precesar los líquidos provenientes del recipiente recuperador obtenidos en las limpiezas de los gasoductos que abastecen a la planta criogénica, así como también el líquido producto de las limpiezas de los gasoductos de abastecimiento a la planta de Absorción.

Para el fin propuesto en el presente trabajo, se ha seleccionado un separador horizontal por las siguientes razones: Los hidrocarburos que llegan a la U.P.I.V. como carga y alimentación de la misma, tienen una alta relación gas-condensado; dichos hidrocarburos traen consigo una cantidad relativamente baja de lodo y mugres, ya que con bastante frecuencia se efectúan limpiezas a los gasoductos que los transportan; por la fácil inspección ocular desde el piso a los niveles ópticos de condensado y agua; por no haber problema de espacio ya que existen diversas áreas disponibles para su colocación adecuada en la línea de llegada del gas; y por considerarse que su costo sería más bajo que cualquier otro tipo de separador.

Las anteriores fueron las razones más importantes por las cuales se decidió seleccionar un separador cónico horizontal.

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DEL CUERPO DEL SEPARADOR

Para determinar las dimensiones de un tanque separador horizontal debe procederse de la siguiente manera: (Dimensionamiento de tanques separadores horizontales.- Especificaciones generales. Gerencia de Proyectos y Construcción. PEMEX).

- 1.- Calcular el flujo de salida de vapores en pies³/seg.

Calcular el flujo de salida de líquidos en --- pies³/min., y la velocidad máxima de los vapores, Va.

- 2.- Seleccionar el tiempo de residencia para líquidos, tomando de base la siguiente tabla:

Flujo (pie ³ /min)	t (min.)
0 - 50	10
50 - 100	5 - 7
100 - 150	4 - 5
150	3 - 4

- 3.- Definir la altura entre el fondo del tanque y el nivel mínimo. Generalmente se toman 6 pulg.
- 4.- Calcular el área mínima de vapores.
- 5.- Suponer un tanque cuyas dimensiones sean tales que $3 < L/D < 5$. Calcular el área de la sección recta (A_t) y el volumen total del tanque propuesto (V_t).

Primeramente se calcula la altura parcial entre el fondo del tanque y el nivel mínimo. (Generalmente 0.5 - pies). Se calcula h/D y se obtiene de tablas el % en volumen parcial correspondiente a este h/D , el cual equivale a la relación A_p/A_t . Calcular $A_{p1} = (A_p/A_t)A_t$, $\Sigma V_1 = A_{p1} L$ y $V_1 = \Sigma V_1$.

Después se calcula la altura parcial entre el nivel mínimo y el máximo, a partir del tiempo de residencia seleccionado. Se determinan $V_2 = t F_2$, $\Sigma V_2 = V_1 + V_2$ y $A_{p2} = V_2/L$.

Se calcula también A_p/A_t y el h/D correspondiente, después $\Delta h_1 = h/D (D)$ y $h = \Delta h_1 + \Delta h_2$.

Por último se determina la altura para vapores. -- Tomando como base el área mínima calculada, se obtiene $A_{mín.}/A_t$, se lee h/D y se obtiene $\Delta h_1 = h/D (D)$ y se suma Δh_1 a la altura total.

Se comparan la altura total calculada con el diámetro supuesto inicialmente. Si estos valores se aproximan se pueden considerar las dimensiones supuestas como aceptables. De lo contrario, se deben suponer otras dimensiones y repetir los cálculos.

Por tanteos se llegó a la relación $L/D = 3$ considerando las siguientes dimensiones para el tanque propuesto: $D = 2.5$ m. (8.28 pies), $L = 7.5$ m. (24.84 pies).

A continuación se presenta la secuencia de los cálculos.

1.- Flujo de salida de vapores.-

$$Q = \frac{220 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{día}}{86,400 \text{ seg}/\text{día}} = 2,546 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Corrección a las condiciones de operación:

$$Q_{op} = 2,546 \times \frac{14.7}{562.7} \times \frac{560}{460}$$

$$Q_{op} = 2,546 \times 0.02514 \times 1.06 = 67.84 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

Flujo de salida de líquidos.- Por mediciones -- realizadas a la salida de líquidos del separa-- dor de entrada (FA-1) y por datos proporciona-- dos por el laboratorio de gases de la UPLV, se ha considerado que la mezcla gas-líquido que ac-- tualmente llega a la planta está constituido -- por 95.5 % de gas y 4.5 % de líquidos (hidrocar-- buros condensados y agua) en volumen.

Actualmente el encogimiento de gas a líquido en el separador es de aproximadamente 8.0 MMPCD, - de los cuales se producen un promedio de 3,300_ bls/día. Según cálculos cuando la carga de gas sea de 220 MMPCD el encogimiento será de 9.6 -- MMPCD que producirán aproximadamente 4,050 --- bls/día.

$$4,050 \frac{\text{bls}}{\text{día}} = 22,752 \frac{\text{pies}^3}{\text{día}} = 15.8 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

Velocidad máxima de vapores, V_a ,-

Del Ludwig, vol. I, pág. 137 se tiene:

$$V_a = K \sqrt{\frac{P - P_c}{\rho_c}}$$

Donde:

V_a = Velocidad máxima permisible del gas_ que pasa a través de la malla, en pies/seg.

ρ_c = Densidad de la fase gaseosa.

ρ = Densidad de la fase líquida.

K = Constante relacionada con la malla y el tipo de fluidos que maneja.

Determinación de la densidad de la mezcla gaseosa a las condiciones de operación.

$$S_{ng} = \frac{PM_{gas}}{PM_{aire}} \quad PM_{aire} = 29 \text{ lb/lb-mol}$$

$$PM_{gas} = S_{ng} \times PM_{aire} \quad \text{Substituyendo:}$$

$$PM_{gas} = 0.693 \times 29 = 20.1 \text{ lb/lb-mol}$$

ρ_g = Densidad de la mezcla gaseosa.

$$\rho_g = \frac{PM_{gas}}{\bar{V}}$$

\bar{V} = Volumen molar a condiciones normales (60 °F y 14.7 lb/pulg²) es de 378.87 pies³/lb-mol.

Corrección del volumen molar a las condiciones de operación.

$$\bar{V}_{op} = \bar{V} \times \frac{P}{P_{op}} \times \frac{T_{op}}{T}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\bar{V}_{op} = 378.87 \times \frac{14.7}{564.2} \times \frac{560}{520} = 10.6 \text{ pies}^3/\text{lb-mol.}$$

$$\text{Entonces: } \rho_g = \frac{20.1}{10.6} = 1.9 \text{ lb/pie}^3$$

Corrección de la densidad en la fase líquida.

Del Perry, capítulo III, tabla 45 se obtiene la densidad del agua a 100 °F.

$$\rho_{H_2O} = 0.99299 \times 62.43 = 61.99 \text{ lb/pie}^3$$

ρ_l = Densidad de la fase líquida.

$$\rho_l = SG_L \times \rho_{H_2O} = 0.554 \times 61.99 = 34.34 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

NOTA: Los cálculos se harán en base al líquido más ligero que son los hidrocarburos condensados.

Cálculo de la velocidad máxima permisible:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

De la tabla 4-10 del Ludwig se obtiene: $K = 0.35$

$$V_a = 0.35 \sqrt{\frac{34.34 - 1.9}{1.9}} = 0.35 \sqrt{17.1}$$

$$V_a = 1.47 \text{ pies/seg.}$$

2.- Selección del tiempo de residencia. De acuerdo con la tabla dada anteriormente, para un flujo de 15.8 pies³/min se debe seleccionar un tiempo de 10 min. En observaciones realizadas en el separador de entrada actual de la planta criogénica y tomando en consideración las variaciones en la carga de gas húmedo, se consideró tomar un tiempo promedio de 7.4 min.

3.- Altura entre el fondo del tanque y el nivel mínimo. $h = 6$ pulg. (0.5 pie).

4.- Area mínima de vapores.-

$$A_{mín.} = \frac{Q_{op}}{V_a} = \frac{67.84 \text{ pies}^3/\text{seg}}{1.47 \text{ pies}/\text{seg}} = 46.1 \text{ pies}^2$$

5.- Se suponen las siguientes dimensiones: $D = 8.28$ pies, $L = 24.84$ pies.

$$A_t = 0.785 (8.28)^2 = 53.82 \text{ pies}^2$$

$$V_t = 53.82 \times 24.84 = 1336.4 \text{ pies}^3$$

Altura entre el fondo del tanque y el nivel mínimo:

$$\Delta h = 0.5 \text{ pies}, \quad \frac{h}{D} = 0.06, \quad \frac{A_p}{A_t} = 0.023, \quad A_p = 1.24$$

$$\Sigma V = 30.8 \text{ pies}^3, \quad V_1 = \Sigma V = 30.8 \text{ pies}^3$$

Altura entre el nivel mínimo y el máximo.-

$$V_2 = t F a' = 7.4 \times 15.8 = 116.9 \text{ pies}^3$$

$$\Sigma V_1 = V_1 + V_2 = 30.8 + 116.9 = 147.7 \text{ pies}^3$$

$$A_{p2} = \frac{116.9}{24.84} = 4.7 \text{ pies}^2, \quad \frac{A_p}{A_t} = \frac{4.7}{53.82} = 0.087$$

$$\frac{h}{D} = 0.136, \quad \Delta h = \frac{h}{D} D = 0.136 \times 8.28 = 1.13 \text{ pies.}$$

Altura para vapores.-

$$\frac{A_{mín.}}{A_t} = \frac{46.1}{53.82} = 0.856, \quad \frac{h}{D} = 0.8$$

$$\Delta h_3 = \frac{h}{D} D = 0.8 \times 8.28 = 6.62 \text{ pies}^2$$

$$\Sigma \Delta h = 0.5 + 1.13 + 6.62 = 8.25$$

Como la suma de las alturas parciales es aproximadamente igual al diámetro supuesto, se consideran como aceptables las dimensiones del tanque.

$$D = 8.28 \text{ pies (2.5 m.)}$$

$$L = 24.84 \text{ pies (7.5 m.)}$$

Una vez que se ha dimensionado el separador tanto en diámetro interior como longitud del cilindro, se procede a calcular los espesores tanto del cuerpo como de las cabezas. Para ello se recurre a las especificaciones ASME para recipientes sometidos a presión.

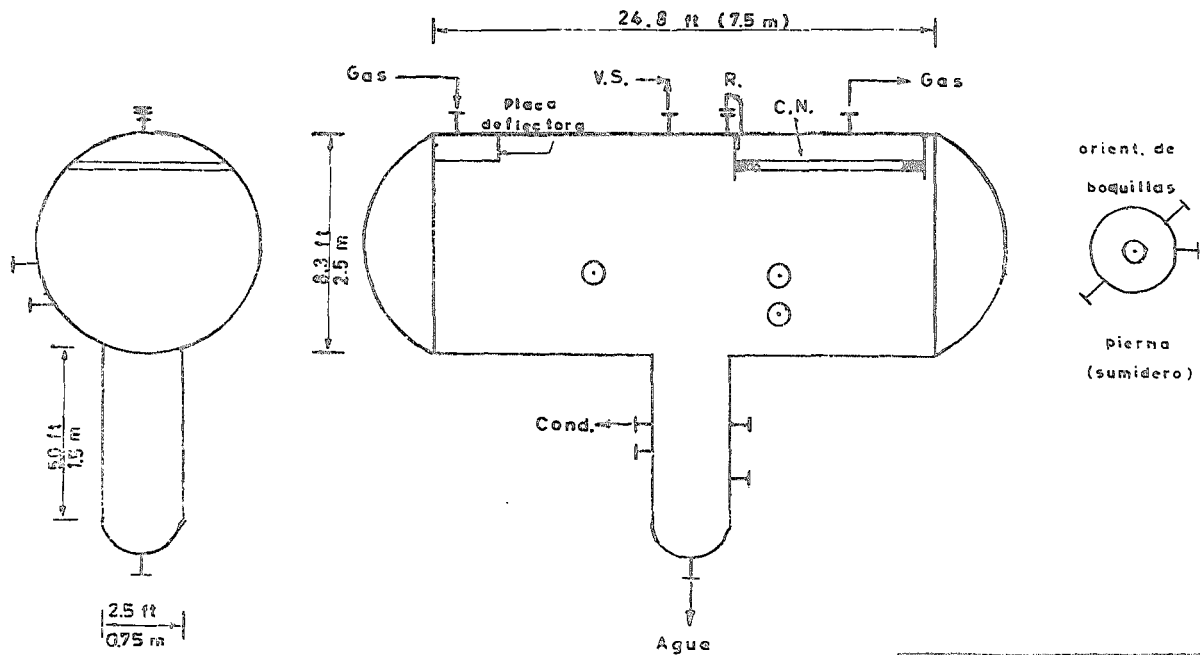
De acuerdo con el ASME Code Unfired Pressure Vessels, sección VIII, División I, el material recomendado para este tipo de recipientes es de acero al carbón SA-515 70. La forma geométrica usual para esta clase de equipo es cilíndrica con cabezas semi-elípticas 2:1.

Para calcular el espesor mínimo requerido para la placa del cuerpo se utilizan las fórmulas siguientes:

$$t = \frac{Pd R}{SE - 0.6Pd} + C \quad , \quad t = \frac{Pd R_o}{SE + 0.4Pd} + C$$

Tomadas del Código ASME, sección VIII, donde:

t = Espesor mínimo de la placa, en pulgadas.



UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	Colocación de boquillas y accesorios del separador.
FIG. B	
HECTOR M. SALGADO GLEZ. 1973	

Pd = Presión de diseño, en lb/pulg².

R = Radio interno del cuerpo, en pulgadas.

S = Esfuerzo máximo permisible, en lb/pulg².

E = Eficiencia de las juntas, en %.

C = Espesor por corrosión.

Ro = Radio externo del cuerpo, en pulgadas.

Para el cálculo del espesor mínimo de las cabezas se utiliza la fórmula siguiente:

$$t = \frac{Pd D K}{2SE - 0.2Pd} + C \quad (\text{ASME, sección VIII}).$$

Donde: t, Pd, S, E y C, son las mismas de la fórmula anterior.

D = Diámetro exterior de la cabeza, en pulg.

K = Factor que depende de la proporción D/2H.

(H = altura máxima de la cabeza).

Los valores de K se muestran en la tabla 1.

T A B L A 1

D/2H	3.0	2.9	2.8	2.7	2.6	2.5	2.4
K	1.83	1.73	1.64	1.55	1.46	1.37	1.29
D/2H	2.3	2.2	2.1	2.0	1.9	1.8	1.7
K	1.21	1.14	1.07	1.00	0.93	0.87	0.81
D/2H	1.6	1.5	1.4	1.3	1.2	1.1	1.0
K	0.76	0.71	0.66	0.61	0.57	0.53	0.50

CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO.

La presión de diseño se tomará considerando un factor de seguridad de 20% sobre la presión de operación.

$$\text{Presión de diseño} = 549.5 \times 1.2 = 659 \text{ lb/pulg}^2.$$

De acuerdo a las especificaciones ASME, para un acero al carbón SA-515 70 corresponde un esfuerzo máximo permisible (S) de 17,500 lb/pulg², a 100 °F.

El aumento de espesor por corrosión se considerará de 1/16 de pulgada.

Fórmula:

$$t = \frac{Pd R}{SE - 0.6Pd} + C$$

Datos:

$$Pd = 659 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$R = 4.14 \text{ pies} = 49.68 \text{ pulg.}$$

$$S = 17,500 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$E = 100\% \quad (\text{Será radiografiada totalmente}).$$

$$C = 0.0625 \text{ pulg.}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$t = \frac{659 \times 49.68}{(17,500 \times 1.0) - (0.6 \times 659)} + 0.0625$$

$$t = \frac{32,739}{17,105} + 0.0625 = 1.914 + 0.0625$$

$$t = 1.976 \approx 2.0 \text{ pulg.} \quad (\text{esp. nominal}).$$

$$t = 2.0 \text{ pulg.} \quad (5.08 \text{ cm.})$$

CALCULO DEL ESPESOR DE LAS CABEZAS

Fórmula:

$$t = \frac{Pd D K}{2SE - 0.2Pd} + C$$

Datos:

$$Pd = 659 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$D = 8.28 \text{ pies} = 99.36 \text{ pulg.}$$

Cabezas semi-elípticas 2:1

$$H = \frac{49.68}{2} = 24.84 \text{ pulg.}$$

$$D/2H = \frac{99.36}{24.84 \times 2} = 2.0$$

De la tabla 1 se obtiene:

$$K = 1.0$$

$$S = 17,500 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$E = 100\%$$

$$C = 0.0625 \text{ pulg.}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$t = \frac{659 \times 99.36 \times 1.0}{(2 \times 17,500 \times 1.0) - (0.2 \times 659)} + 0.0625$$

$$t = \frac{65.478}{34,868} + 0.0625 = 1.878 + 0.0625$$

$$t = 1.94 \approx 2.0 \text{ pulg. (esp. nominal).}$$

En resumen, los espesores encontrados para el separador son los siguientes:

ESPESOR DEL CUERPO = 2.0 pulg. (5.08 cm.)

ESPESOR DE LAS CABEZAS = 2.0 pulg. (5.08 cm.)

SELECCION DE LA MALLA O CONDENSADOR DE NIEBLA

Para evitar arrastres excesivos de líquido, el recipiente deberá estar equipado con una malla o condensador de niebla que se colocará a la salida del gas.

De acuerdo a las especificaciones dadas en el Ludwig Tomo I, basadas en datos del fabricante Otto H. York Co., y considerando el tipo de fluido que se va a manejar, así como sus propiedades físicas, se recomienda utilizar una malla tipo estandar de acero inoxidable, la cual se colocará de tal forma que la altura del espacio arriba de la malla sea de 12 pulgadas como mínimo.

Ancho de la malla recomendado.- Como el área mínima para vapores es de 46.1 pies² se debe considerar una área superficial de la malla que sea aproximadamente --

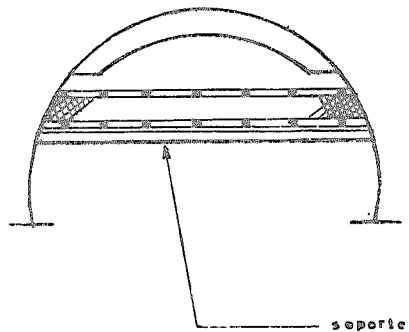
igual a la mínima. Al colocarse la malla a una altura de ± 7.28 pies desde el fondo del recipiente, tendría una distancia transversal de 5.31 pies (aprox.). Si se toma un ancho de la malla de 8 pies, daría una superficie de 42.5 pies². Por lo tanto, se puede considerar como apropiado un ancho de 8 pies.

La malla estará soportada como se muestra en la Fig. C, a base de ángulos de acero de $4 \times 4 \times \frac{1}{2}$ pulgada y soleras longitudinales de $4 \times \frac{1}{2}$ pulgada, además de dos placas de $\frac{1}{2}$ pulgada de espesor. Los detalles de la colocación se muestran también en el diagrama.

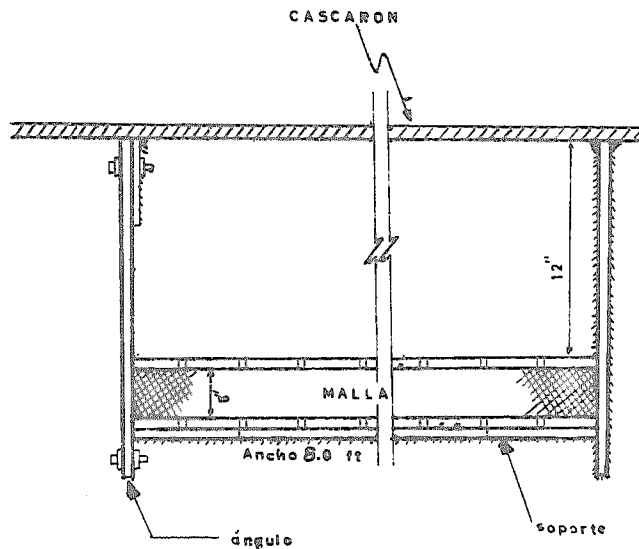
SELECCION DE LA MAMPARA DEFLECTORA

Generalmente los hidrocarburos gaseosos vienen mezclados con hidrocarburos líquidos y al llegar el gas a la entrada del separador debe encontrarse con una resistencia al paso, es decir, debe chocar contra algún objeto para hacer más efectiva la dispersión de las partículas gaseosas de las líquidas.

Para lograr esto, debe colocarse una placa o mampara deflectora a la entrada la cual permitirá oponer una resistencia al paso del gas, dispersándolo. El líquido, debido a su mayor peso específico tenderá a irse hacia el fondo del recipiente y el gas junto con las partículas más raras de líquido fluirán hacia la salida del separador, eliminándose antes en la malla de retención estas últimas.



Corte transversal.



Corte longitudinal.

UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	CONDENSADOR DE NIEBLA
FIG. C	
HECTOR H. SALGADO GLEZ. 1973	

Para este recipiente se seleccionó una placa en -- forma de ángulo, de 5/8 de pulgada de espesor (1.6 cm), que irá soldada al cascarón por la parte superior y a -- los lados. Las dimensiones de esta placa serán 3.0 pies por 2.0 pies (0.92 m. por 0.61 m.). La colocación de la placa se muestra en la Fig. B.

CALCULO DE LA VALVULA DE SEGURIDAD

La válvula de seguridad para el separador se dimensiona de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$A = \frac{V \sqrt{T} \sqrt{M} \sqrt{Z}}{6.32 C K P_1 K_b}$$

Ecuación 3.2 del Natural Gas Processors Suppliers Association.

Donde:

A = Area de descarga efectiva de la válvula, en -- pulg.²

V = Flujo a través de la válvula, en pies³/min.

T = Temperatura absoluta, (°R).

M = Peso molecular del gas.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

C = Coeficiente determinado por la relación de los calores específicos del gas a condiciones estandar.

K = Coeficiente de descarga. (Generalmente 0.975).

P_1 = Presión a la salida de la válvula, en psia. Es la presión de trabajo, más la sobrepresión, -- más la presión atmosférica.

K_b = Factor de corrección de capacidad debido a la presión desarrollada en el lado de la descarga de la válvula.

DATOS:

$V = 152,700 \text{ pies}^3/\text{min.}$

$T = 100 + 460 = 560 \text{ }^\circ\text{R}$

$M = 20.1 \text{ lb/lb-mol.}$

Z = Se obtiene de la Fig. 16-3 del NGPSA, determinando para ello la presión y la temperatura reducidas.

Determinación de P_r y T_r .-

Propiedades del gas húmedo.

Comp.	Frac. Mol	Tc Ind.	TPc	Pc Ind.	PPc
C ₁	0.8054	344.2	277.2	673	542.0
C ₂	0.1142	550.3	62.8	710	81.1
C ₃	0.0493	666.3	32.8	617	30.4
iC ₄	0.0070	735.0	5.1	529	3.7
nC ₄	0.0135	756.0	10.3	551	7.4
iC ₅	0.0032	829.0	2.6	483	1.5
nC ₅	0.0035	845.5	2.9	490	1.7
C _{6+P}	0.0034	914.1	<u>3.5</u>	440	<u>1.7</u>
			Tc=397.2		Pc=669.5

Presión pseudocrítica = Frac. mol x presión crít. ind.

Temp. pseudocrítica = Frac. mol x temp. crít. indiv.

$$Pr = \frac{P}{Pc}$$

Donde:

Pr = Presión reducida.

P = Presión absoluta.

P_c = Presión crítica.

$$P_r = \frac{564.2}{669.5} = 0.825$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

Donde:

T_r = Temperatura reducida.

T = Temperatura absoluta.

T_c = temperatura crítica.

$$T_r = \frac{560.0}{397.2} = 1.4$$

De la Fig. 16-3 del NGPSA:

$$Z = 0.90$$

C = De la Fig. 3-2 del NGPSA. (Para gas natural).

$$C = 345.$$

$$K = 0.975$$

$$P_1 = 549.5 + (549.5)0.2 + 14.7 = 674.2 \text{ psia.}$$

$$K_b = 1.0 \quad (\text{Fig. 3-3 del NGPSA}).$$

Substituyendo:

$$A = \frac{152,700 \times \sqrt{560} \sqrt{20.1} \sqrt{0.9}}{6.32 \times 345 \times 0.975 \times 674.2 \times 1.0}$$

$$A = \frac{152,700 \times 23.7 \times 4.5 \times 0.95}{6.32 \times 345 \times 0.975 \times 674.2 \times 1.0}$$

$$A = \frac{15,468,510}{1,433,282} = 10.8 \text{ pulg}^2.$$

Los fabricantes de válvulas de relevo tienen tabulados los orificios de los diferentes tamaños de válvulas, (de acuerdo con el área del orificio), y también los tamaños de los cuerpos de las válvulas a que corresponden estos orificios.

La siguiente tabla corresponde a los orificios tabulados por la API Standard 526, "Flanged steel safety relief valves for use in Petroleum Refineries" y a cada uno de ellos corresponde una determinada área.

Orificio	Area en pulg. ²	Orificio	Area en pulg. ²
D	0.110	L	2.853
E	0.196	M	3.600
F	0.307	N	4.340
G	0.503	P	6.380
H	0.785	Q	11.050
J	1.287	R	16.000
K	1.838	T	26.000

El área obtenida anteriormente es de 10.8 pulg.², por lo tanto, se selecciona la de 11.05 pulg.² en la tabla, la cual corresponde a un orificio de letra Q.

De acuerdo con las especificaciones de los fabricantes, para este orificio corresponde una válvula de relevo de:

Diámetro de entrada = 6.0 pulgadas.

Diámetro de salida = 8.0 pulgadas.

La colocación de la válvula de seguridad será en la parte superior del recipiente, y estará conectada por medio de una tubería de 8 pulgadas de diámetro a la red general de desfogue al quemador.

CALCULO DE ESPESORES Y REFUERZOS A LAS BOQUILLAS.

Para el cálculo del refuerzo total requerido por una boquilla, se utiliza la fórmula $A_t = D_{ntr}$ obtenida del Unfired Pressure Vessels.

En donde:

A_t = Area total del refuerzo requerido.

D_n = Diámetro de la boquilla más el espesor por corrosión.

t_r = Espesor del cuerpo del recipiente donde va a ir insertada la boquilla (espesor obtenido del cálculo, no se considera el espesor por corrosión).

Fórmula para el cálculo del espesor de las boquillas.

$$t_{rn} = \frac{P_d R_n}{S E - 0.6 P_d} + C \quad \text{Donde:}$$

t_{rn} = Espesor de la boquilla.

P_d = Presión de diseño del recipiente.

R_n = Radio interno de la boquilla.

S = Esfuerzo máximo permisible.

E = 100 % (Radiografiada totalmente).

C = Espesor por corrosión.

Otras significaciones:

- t = Espesor nominal de la pared del recipiente.
 t_n = Espesor nominal requerido para la boquilla.
 t_p = Espesor nominal del refuerzo soldado al cuerpo.

NOTA: Los espesores nominales son aquellos con los que se puede contar en el mercado y cuyos valores son los más cercanos al calculado.

El área del refuerzo total requerido debe ser igual a la suma de las áreas mostradas en la Fig. D.

- A_1 = Área en exceso de espesor en el cuerpo.
 A_2 = Área en exceso de espesor en la boquilla.
 A_3 = Área por soldadura.
 A_4 = Área para refuerzo de la pared de la boquilla, si esta se extendiera hasta el interior del recipiente.
 A_5 = Área del refuerzo soldado al cuerpo (placa).

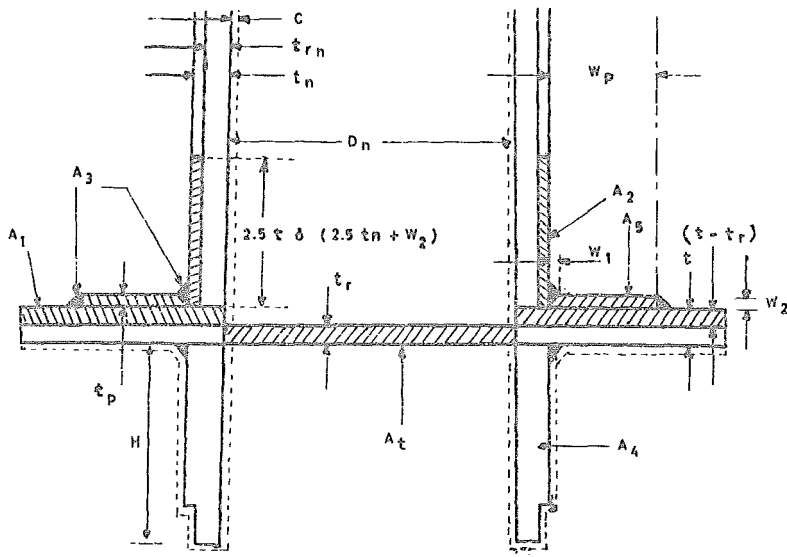
$$A_t = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5$$

Según normas ASME, el Unfired Pressure Vessels recomienda que si la suma de las cuatro primeras áreas es igual o mayor al área total, la boquilla no requiere refuerzo,

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4 \geq A_t$$

pero si la suma de estas áreas es menor que el área total, la boquilla si requiere refuerzo y este será el que da el área A_5 .

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4 < A_t$$



$2 D_n \text{ ó } 2 (D_n / 2 + t_n + t)$

UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	Diagrama de refuerzos en boquillas.
FIG. D	
HECTOR H. SALGADO GLEZ. 1973	

Fórmulas para el cálculo de las áreas:

$$A_1 = (t - t_r)D_n$$

$$A_2 = 5.0(t_n - t_{rn})(t_n + t_p)$$

$$A_3 = \frac{W_1 \times W_2}{2}$$

$$A_4 = 2(t_n - c)H$$

$$A_5 = 2W_p t_p = A_t - (A_1 + A_2 + A_3 + A_4)$$

CALCULO DEL ESPESOR DE LAS BOQUILLAS DE ENTRADA
Y SALIDA DE GAS.

El diámetro interior de estas boquillas es de 18 pulg.

Datos:

$$P = 659 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$R_n = 9.0 \text{ pulgadas.}$$

$$S = 15,000 \text{ lb/pulg.}^2 \text{ (Acero al carbón SA-181 ---- grado I).}$$

$$E = 100 \% \text{ (radiografiada totalmente).}$$

$$t_{rn} = \frac{659 \times 9.0}{(15,000 \times 1.0) - (0.6 \times 659)} + 0.0625$$

$$t_{rn} = \frac{5,931}{14,605} + 0.0625 = 0.468$$

CALCULO DE LAS AREAS.

Cálculo del área del refuerzo total requerido:

$$A_t = t_r D_n$$

Substituyendo valores:

$$A_t = 1.914 \times 18.125 = \underline{34.961 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en el cuerpo:

$$A_1 = (t - t_r) D_n$$

Substituyendo valores:

$$A_1 = (2.000 - 1.914) \times 18.125 = 0.086 \times 18.125$$

$$A_1 = \underline{1.559 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en la boquilla:

$$A_2 = 5.0(t_n - t_{rn}) (t_n + t_p)$$

El espesor nominal de la boquilla (t_n), siempre es inferior al del cuerpo del recipiente, por lo tanto, se considera de 1.5 pulg.

Calculando t_p se tiene:

$$t_p = 2.5t - 2.5t_n \quad \text{Substituyendo valores:}$$

$$t_p = (2.5 \times 2.0) - (2.5 + 1.5) = 5.00 - 3.75$$

$$t_p = 1.25 \text{ pulg.} \quad \text{Entonces:}$$

$$A_2 = 5.0(1.5 - 0.468) (1.5 + 1.25) = 5.0 \times 2.838$$

$$A_2 = \underline{14.19 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área por soldaduras:

La soldadura será en forma triangular a 45° y como W_1 y W_2 son los lados del triángulo, entonces:

$$W_1 = W_2 \quad \text{como } W_2 = tp$$

tenemos:

$$tp = W_1 = W_2 = 1.25 \text{ pulg.}$$

Area del triángulo:

$$A_3 = \frac{W_1 \times W_2}{2} = \frac{1.25 \times 1.25}{2} = \frac{1.563}{2}$$

$A_3 = 0.782 \text{ pulg.}^2$ Como se requieren 6 soldaduras, se tiene:

$$A_3 = \underline{4.692 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área para refuerzo de la pared de la boquilla:

Como la boquilla no penetrará en el interior del recipiente, entonces:

$$A_4 = \underline{0.0}$$

Se substituyen los valores de las áreas para determinar si la boquilla requiere refuerzo soldado al cuerpo:

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4 \quad \text{Substituyendo:}$$

$$1.559 + 14.190 + 4.692 + 0 = 20.441$$

$$A_t = 34.691$$

Como la suma de las áreas es menor que el área total, se requiere refuerzo que asegure a la boquilla en el cuerpo del recipiente.

Como $A_5 = A_t - (A_1 + A_2 + A_3 + A_4)$, entonces:

$$A_5 = 34.691 - 20.441 = 14.25 \text{ pulg.}^2$$

Por otra parte, $A_5 = W_p \cdot t_p$ y como se requiere conocer el valor de W_p tenemos entonces que:

$$W_p \cdot t_p = 14.25 \quad \text{por lo tanto: } W_p = \frac{14.25}{t_p}$$

$$\text{Como } t_p = 1.25 \quad W_p = \frac{14.25}{1.25} = 11.32 \approx 12.0$$

$$W_p = 12.0 \text{ pulg.}$$

Las boquillas del separador para entrada y salida de gas serán de 18 pulg. (45.72 cm) de diámetro, reforzadas con una placa soldada al cuerpo de 1.25 pulg. --- (3.175 cm) de espesor y 12.0 pulg. (30.48 cm) de ancho y llevará 6 soldaduras triangulares al arco eléctrico.

CALCULO DEL ESPESOR DE LA BOQUILLA PARA LA
VALVULA DE SEGURIDAD.

El diámetro interior de esta boquilla es de 6 pulg.

Datos:

$$P = 659 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$R_n = 3.0 \text{ pulg.}$$

$$S = 15,000 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$E = 100 \%$$

$$tr_n = \frac{659 \times 3.0}{(15,000 \times 1.0) - (0.6 \times 659)} + 0.0625$$

$$tr_n = (1,977/14,605) + 0.0625 = 0.198$$

$$tr_n = 0.198 \text{ pulg.}$$

CALCULO DE LAS AREAS

Cálculo del área del refuerzo total requerido:

$$A_t = tr D_n \quad \text{Substituyendo valores:}$$

$$A_t = 1.914 \times 6.125 = \underline{11.723 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en el cuerpo:

$$A_1 = (t - tr)D_n \quad \text{Substituyendo valores:}$$

$$A_1 = (2.000 - 1.914)6.125 = 0.086 \times 6.125$$

$$A_1 = \underline{0.527 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en la boquilla:

$$A_2 = 5.0(t_n - tr_n) (t_n + t_p)$$

Se considera un espesor nominal de la boquilla de 1.25 pulgadas.

Calculando t_p , tenemos:

$$t_p = 2.5t - 2.5\phi_n \quad \text{Substituyendo valores:}$$

$$t_p = (2.5 \times 2.0) - (2.5 \times 1.25) = 5.000 - 3.125$$

$$t_p = 1.875 \text{ pulg.} \quad \text{Entonces:}$$

$$A_2 = 5.0(1.250 - 0.198)(1.250 + 1.875)$$

$$A_2 = 5.0 \times 1.052 \times 3.125 = 16.57 \text{ pulg.}^2$$

$$A_2 = \underline{16.57 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área por soldaduras:

$$t_p = W_1 = W_2 = 1.875 \text{ pulg.}$$

Area del triángulo:

$$A_3 = \frac{1.875 \times 1.875}{2} = \frac{3.516}{2}$$

$$A_3 = 1.756 \text{ pulg.}^2$$

Como se requieren 6 soldaduras, entonces:

$$A_3 = \underline{10.536 \text{ pulg.}^2}$$

La boquilla no penetrará en el recipiente:

$$A_4 = 0$$

Se substituyen los valores de las áreas para determinar si la boquilla requiere refuerzo soldado al cuerpo.

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 + A_3 + A_4 &= 0.527 + 16.570 + 10.536 + 0 \\ &= 27.63 \text{ pulg.}^2 \end{aligned}$$

$$A_t = 11.723 \text{ pulg.}^2$$

Como la suma de las áreas es mayor que el área total, la boquilla no necesita refuerzo, únicamente irá soldada al cuerpo del recipiente con 4 soldaduras triangulares al arco eléctrico.

De acuerdo a las normas API y ASME, las boquillas de diámetros de 2 pulg. y menores, no llevan refuerzos y deben ir roscadas al cuerpo.

BOQUILLA PARA REGISTRO-HOMBRE, TAPA Y ACCESORIOS.

Se requiere una boquilla de 18 pulg. de diámetro - para un registro hombre de las mismas características - que las de entrada y salida de gas del recipiente. El refuerzo para la boquilla será también de las dimensiones ya calculadas para las boquillas de 18 pulg. de diámetro. La boquilla llevará además una tapa de 3 pulg. - (7.62 cm) de espesor con 24 espárragos de 1.25 pulg. -- (3.17 cm) de diámetro por 8 pulg. (20.3 cm) de longitud, y una junta Flexitallic "CG".

CALCULO DE LA VALVULA DE CONTROL PARA
CONDENSADO RECUPERADO.

Primeramente es necesario conocer la cantidad de condensado que se va a recuperar. Esta se determina tomando como base el gasoducto Cuichapa-La Venta, ya que es en este en donde se acumula más condensado de hidrocarburos, debido a que el terreno que cruza presenta numerosos accidentes, formándose una gran cantidad de "columpios".

También influyen notablemente la longitud del gasoducto y la composición del gas, ya que por ser un campo nuevo, el gas está más saturado de hidrocarburos licuables y por lo tanto, hay más depósito de los mismos en la tubería.

La limpieza de este gasoducto se efectúa invariablemente tres veces por semana.

Cálculo de la cantidad de condensado a recuperar.-

Datos:

$$t_1 = 3 \text{ hrs. } 45 \text{ min.} = 225 \text{ min.}$$

$$t_2 = 10 \text{ min.}$$

$$D = 18 \text{ pulg.}$$

$$L = 35 \text{ Km.}$$

$$A = 1.4183 \text{ pies}^2$$

En donde:

t_1 = tiempo promedio que tarda en llegar el "diablo" de Cuichapa a La Venta.

t_2 = tiempo promedio durante el cual se quema líquido.

D = diámetro nominal de la tubería.

L = longitud del gasoducto.

A = área transversal de la tubería.

Determinación de la velocidad del fluido.-

$$v = \frac{L}{\phi_1} = \frac{35.000 \times 3.28}{225 \times 60} = 8.5 \text{ pies/seg.}$$

Volumen de líquido.

$$V = v \times A \times t_2 = 8.5 \times 1.4183 \times 600$$

$$V = 7230 \text{ pies}^3$$

Por medios físicos se ha determinado que el líquido está integrado por hidrocarburos líquidos, agua y mugres (lodos, arena, etc.). También se ha estimado que el porcentaje de agua y mugres es de un 10% de la mezcla de líquidos.

Cantidad de hidrocarburos condensados.-

$$V = 7230 \times 0.90 = 6507 \text{ pies}^3$$

El volumen anterior es la cantidad de hidrocarburos líquidos obtenida en un tiempo de 10 minutos.

El gasto será:

$$650.7 \text{ pies}^3/\text{min} \times 7.48 \text{ gal/pie}^3 = 4930 \text{ gal/min.}$$

CÁLCULO DE LA VALVULA DE CONTROL.-

Cálculo de Cv:

$$Cv = Q \sqrt{\frac{G}{\Delta P}}$$

En donde:

Cv = Coeficiente de la válvula. Este coeficiente - es el que determina el tamaño de la válvula.

Q = Flujo máximo a través de la válvula. (Generalmente se le da un 10% más del flujo normal).

G = Gravedad específica.

ΔP = Caída de presión a través de la válvula.

Datos:

$$Q = 4930 \times 1.1 = 5420 \text{ gal/min.}$$

$$G = 0.554$$

$$\Delta P = P_1 - P_2$$

$$P_1 = 549.5 \text{ psig.}$$

$$P_2 = 521.1 \text{ psig.}$$

$$\Delta P = 549.5 - 521.1 = 28.4 \text{ psig.}$$

$$Cv = 5420 \sqrt{\frac{0.554}{28.4}} = 5420 \sqrt{0.0195} = 5420 \times 0.14$$

$$\underline{Cv = 758}$$

Con este valor de Cv, consultando el manual de la Fischer Governor Company se determina el tamaño de la válvula y las características de la misma.

Se requiere una válvula para control de nivel marca FISCHER con las siguientes características:

- 1.- Flujo parabólico modificado.
- 2.- De dos tapones, tipo V-Port.
- 3.- Cuerpo "A".
- 4.- Tamaño de la válvula: 8 pulgadas.
- 5.- Carrera: 2 pulgadas.
- 6.- Tamaño de los tapones, 2 pulgadas.
- 7.- Material del cuerpo: acero al carbón.
- 8.- Conexiones bridadas de 8 pulgadas.
- 9.- Acción: a falla de aire cierra.

CALCULO DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL
PARA EL AGUA.

Para determinar el tamaño de la válvula que controlará el nivel de agua en la pierna (sumidero) del separador, es necesario conocer el flujo que pasará por dicha válvula, por lo tanto, debe calcularse también la cantidad de agua que viene con la corriente líquida --- (mezcla condensado-agua).

Este cálculo se basará en la cantidad de líquido - que llega cuando se hace la limpieza de los gasoductos, tomando para ello el de Cuichapa-La Venta que es en el_ que mayor cantidad de líquido se acumula.

Por medio de muestras tomadas durante la llegada - del "diablo", se estimó que aproximadamente la mezcla - de líquido contiene un 10% de agua y en base a esto se_ determinó la cantidad total de agua que llega.

Cantidad de agua.-

$$\text{Vol. de líquido} = 7230 \text{ pies}^3$$

$$7230 \times 0.1 = 723 \text{ pies}^3 \text{ (durante 10 minutos).}$$

El gasto será:

$$72.3 \text{ pies}^3/\text{min.} \times 7.48 \text{ gal/pie}^3 = 540.8 \text{ gal/min.}$$

CALCULO DE LA VALVULA DE CONTROL.

$$C_v = Q \sqrt{\frac{G}{\Delta P}}$$

Datos:

$$Q = 540.8 \times 1.1 = 595 \text{ gal/min. (considerando 10\% de tolerancia).}$$

$$G = 1.0$$

$$\Delta P = P_1 - P_2$$

$$P_1 = 549.5 \text{ psig.}$$

$$P_2 = 14.7 \text{ psig.}$$

$$\Delta P = 549.5 - 14.7 = 534.8 \text{ psig.}$$

$$\Delta P = 534.8 \text{ psig.}$$

$$C_v = 595 \sqrt{\frac{1.0}{534.8}} = 595 \times \sqrt{0.0019} = 595 \times 0.044$$

$$\underline{C_v = 26.2}$$

De acuerdo al manual Fischer, para este valor de C_v se requiere una válvula de control de nivel marca -- FISCHER con las siguientes características.

- 1.- Flujo: igual porcentaje.
- 2.- De un solo tapón, tipo V-pup..
- 3.- Cuerpo "A".
- 4.- Tamaño de la válvula: 2 pulgadas.
- 5.- Carrera: 1 1/8 pulgadas-
- 6.- Tamaño del tapón: 2 pulgadas.
- 7.- Material del cuerpo: acero al carbón.
- 8.- Conexiones bridadas de 2 pulgadas.
- 9.- Acción: a falla de aire cierra.

CALCULO DE LA VALVULA DE CONTROL DE NIVEL DE CONDENSADO QUE SE OBTENDRA EN EL SEPARADOR EN OPERACION NORMAL.

Se determina primero la cantidad de hidrocarburos_

condensados que llegan normalmente con el gas. Anteriormente se determinó que el gas húmedo está constituido por 95.5% de gas y 4.5% de líquidos (hidrocarburos condensados y agua). Quedó también establecida la cantidad de líquido que se separaría en el recipiente y que resultó ser de 4,050 bls/día. De esta cantidad el 10% corresponde a agua.

Cantidad real de hidrocarburos condensados:

$$4050 - 0.1(4050) = 3645 \text{ bls/día} = 20,477 \text{ pies}^3/\text{día}.$$

$$20,477 \text{ pies}^3/\text{día} \times 1/1440 \text{ día/min.} = 14.2 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$14.2 \text{ pies}^3/\text{min} \times 7.48 \text{ gal/pie}^3 = 106.2 \text{ gal/min.}$$

CALCULO DE LA VALVULA.-

$$C_v = Q \sqrt{\frac{G}{P}}$$

Datos:

$$Q = 106.2 \times 1.1 = 116.8 \text{ gal/min.} \quad (\text{considerando } 10\% \text{ de tolerancia}).$$

$$G = 0.554$$

$$\Delta P = P_1 - P_2$$

$$P_1 = 549.5 \text{ psig.}$$

$$P_2 = 327.0 \text{ psig.}$$

$$\Delta P = 549.5 - 327.0 = 222.5 \text{ psig.}$$

Substituyendo, se tiene que:

$$C_v = 116.8 \sqrt{\frac{0.554}{222.5}} = 116.8 \sqrt{0.0025} = 116.8 \times 0.05$$

$$\underline{C_v = 5.8}$$

De acuerdo al manual Fischer, para el valor de C_v calculado anteriormente, se requiere una válvula marca FISCHER con las siguientes características.

- 1.- Flujo: igual porcentaje.
- 2.- De un tapón, tipo micro-flute.
- 3.- Cuerpo "A".
- 4.- Tamaño de la válvula: $1\frac{1}{2}$ pulgadas.
- 5.- Carrera: $\frac{3}{4}$ de pulgada.
- 6.- Tamaño del tapón: $\frac{3}{4}$ de pulgada.
- 7.- Material del cuerpo: acero al carbón.
- 8.- Conexiones bridadas de $1\frac{1}{2}$ pulgadas.
- 9.- Acción: a falla de aire cierra.

SELECCION DE LA PIERNA (SUMIDERO) DEL
RECIPIENTE SEPARADOR

La función de la pierna o acumulador de líquidos - del separador, es la de mantener un volumen tal que permita una mejor separación de los hidrocarburos condensados y el agua, además de permitir la observación de la interfase entre ellos mediante un nivel óptico y llevar un mejor control de los niveles de líquidos, los cuales son extraídos por esta parte del recipiente.

El flujo de líquidos en operación normal es de 15.8 pies³/min. El volumen que se acumularía sería de:

$$15.8 \text{ pies}^3/\text{min} \times 7.48 \text{ min.} = 116.9 \text{ pies}^3$$

Por otra parte, considerando un volumen promedio - entre el nivel mínimo y el máximo en el recipiente, que es de 89.2 pies³, se necesitaría para la pierna un volumen de $116.9 - 89.2 = 27.7 \text{ pies}^3$.

Tomando en cuenta las dimensiones del separador, - se considera adecuado para la pierna un diámetro de --- 2.5 pies y una longitud de 5.0 pies.

$$V = 0.785(2.5)^2 \times 5.0 = 25 \text{ pies}^3 \quad 27.7 \text{ pies}^3$$

Dimensiones de la pierna acumuladora de líquidos. -

$$D = 2.5 \text{ pies} \quad (0.76 \text{ m.})$$

$$L = 5.0 \text{ pies} \quad (1.52 \text{ m.})$$

La pierna será de forma cilíndrica e irá soldada - en la parte inferior del cuerpo del recipiente. Por el fondo de la pierna saldrá el agua que se separe y por una boquilla lateral saldrán los hidrocarburos condensados. (Ver Fig. 5 "B").

Cálculo del espesor mínimo de la pierna.-

$$trn = \frac{Pd Rn}{SE - 0.6Pd} + C$$

Datos:

$$Pd = 659 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$Rn = 15 \text{ pulg.}$$

$$S = 15,000 \text{ lb/pulg.}^2 \text{ (Acero al carbón SA-181 } \circ \text{I).}$$

$$E = 100\%$$

$$trn = \frac{659 \times 15}{(15,000 \times 1.0) - (0.6 \times 659)} + 0.0625$$

$$trn = \frac{9,885}{14,605} + 0.0625 = 0.7393$$

$$trn = 0.739 \text{ pulg.}$$

CALCULO DEL REFUERZO DE LA PIERNA.-

Cálculo del área del refuerzo total requerido:

$$A_t = tr Dn$$

Substituyendo valores:

$$A_t = 1.914 \times 30.125 = 57.7 \text{ pulg.}^2$$

$$A_t = \underline{57.7 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en el cuerpo:

$$A_1 = (t - t_r)D_n$$

Substituyendo:

$$A_1 = (2.000 - 1.914)30.125 = 2.59$$

$$A_1 = \underline{2.59 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en la pierna:

$$A_2 = 5.0(t_n - t_{rn}) (t_n + t_p)$$

El espesor nominal de la pierna (t_n) debe ser inferior al del cuerpo del recipiente, por lo tanto, se considera de 1.0 pulgada.

Calculando t_p se tiene:

$$t_p = 2.5t - 2.5t_n$$

$$t_p = (2.5 \times 2.0) - (2.5 \times 1.0) = 5.0 - 2.5$$

$$t_p = 2.5 \text{ pulg.}$$

$$A_2 = 5.0(1.000 - 0.739) (1.0 + 2.5)$$

$$A_2 = 5.0 \times 0.261 \times 3.5 = 4.56$$

$$A_2 = \underline{4.56 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área por soldaduras:

$$W_1 = W_2 = t_p = 2.5 \text{ pulg.}$$

$$A_3 = \frac{2.5 \times 2.5}{2} = 6.25/2 = 3.12 \text{ pulg.}^2$$

Como son 6 soldaduras: $A_3 = 3.12 \times 6 = 18.72$

$$A_3 = \underline{18.72 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área para refuerzo de la pared en la pierna:

Como la pierna no penetrará en el interior del recipiente, tenemos:

$$A_4 = \underline{0.0}$$

Se substituyen los valores de las áreas para determinar si la pierna requiere refuerzo soldado al cuerpo.

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4 \quad \text{Substituyendo:}$$

$$2.59 + 4.56 + 18.72 + 0 = 25.87 \text{ pulg.}^2$$

$$A_t = 57.7 \text{ pulg.}^2$$

Como la suma de las áreas es menor que el área total, se requiere refuerzo que asegure a la pierna en el cuerpo del recipiente.

Cálculo del área del refuerzo soldado al cuerpo:

Como $A_5 = A_t - (A_1 + A_2 + A_3 + A_4)$, entonces:

$$A_5 = 57.7 - 25.87 = \underline{31.83 \text{ pulg.}^2}$$

Por otra parte, $A_5 = W_p t_p$ y como se desea conocer el valor de W_p , entonces:

$$W_p t_p = 31.83 \text{ pulg.}^2 \quad \text{y } t_p = 2.5 \text{ pulg.}$$

$$W_p = \frac{31.83}{2.5} = 12.7 \text{ pulg.}$$

La pierna ó sumidero será de 30 pulg. (76.2 cm) de diámetro y 1.0 pulg. (2.54 cm) de espesor, reforzada -- con una placa circular soldada al cuerpo, de 12.7 pulg. (32.25 cm) de ancho y 2.5 pulg. (6.35 cm) de espesor y -- llevará 6 soldaduras triangulares al arco eléctrico.

CALCULO DE LA TUBERIA Y ACCESORIOS.

Cálculo de la tubería para transportar el líquido -- del recipiente separador a la planta criogénica. (Sepa- rador FA-6A).

Esta línea, que estará conectada por medio de una -- brida a la válvula automática de control de nivel del -- separador y soldada en su otro extremo a la línea que -- parte del FA-1 y va al FA-6A, (como se muestra en la -- Fig. 5A del apéndice), tendrá una longitud de 270 pies -- (82.5 m) y se necesitarán 7 codos de 90°.

Cálculo del diámetro de la tubería.-

La válvula automática que irá conectada a esta tu- bería es de $1\frac{1}{2}$ pulg.

Para calcular el diámetro se hará un balance de -- energía entre el punto de salida del líquido por la válvula y el punto en que se une a la corriente líquida -- que sale del FA-1, utilizando para ello el Teorema de -- Bernoulli para líquidos. Se emplearán en la ecuación di ferentes medidas de tubo hasta encontrar una que cumpla con la igualdad ó que se aproxime a ella.

Ecuación de Bernoulli.-

$$Z_1 \frac{g}{gc} + \frac{u_1^2}{2gc} + \frac{P_1}{\rho} + W = Z_2 \frac{g}{gc} + \frac{u_2^2}{2gc} + \frac{P_2}{\rho} + \sum_1^2 H_{fs}$$

Datos:

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 & Z_2 &= 18 \text{ pies} & \rho &= 34.39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \\ u_1 &= u_2 \\ P_1 &= 550 \text{ psig} & P_2 &= 536.5 \text{ psig} & \mu &= 0.6 \text{ cps.} \end{aligned}$$

La ecuación queda como sigue:

$$\sum_1^2 H_{fs} = \frac{P_1}{\rho} - \frac{P_2}{\rho} - Z_2 \frac{g}{gc}$$

$$\sum_1^2 H_{fs} = \frac{550 \times 144}{34.39} - \frac{536.5 \times 144}{34.39} - 18$$

$$\sum_1^2 H_{fs} = 2280 - 2250 - 18 = 12 \frac{\text{lb-pie}}{\text{lbm}}$$

$$\sum_1^2 H_{fs} = \frac{fu^2 L}{2gcD} \quad \text{Por lo tanto:} \quad \frac{fu^2 L}{2gcD} = 12 \frac{\text{lb-pie}}{\text{lbm}}$$

Se supondrán diámetros de 1½, 2, 2½ y 3 pulg.

Ø nom. (pulg)	Céd.	D.E. (pulg)	D.I. (pulg)	Esp. pared (pulg.)	A. transv. (pies ²)
1½	80	1.900	1.500	0.200	0.01225
2	80	2.375	1.939	0.218	0.02050
2½	80	2.875	2.323	0.276	0.02942
3	80	3.500	2.900	0.300	0.04587

El gasto que maneja la válvula automática de 1½" es de 116.8 gal/min.

$$116.8 \text{ gal/min.} = 0.26 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Cálculo de la velocidad para los diferentes diámetros.- $v = q/A$.

$$0.26/0.01225 = 21.2 \text{ pies/seg.}$$

$$0.26/0.02050 = 12.6 \text{ pies/seg.}$$

$$0.26/0.02942 = 8.8 \text{ pies/seg.}$$

$$0.26/0.04587 = 5.6 \text{ pies/seg.}$$

Número de Reynolds.- $Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$

$$Re(1\frac{1}{2}) = \frac{0.125 \times 21.2 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 2.26 \times 10^5$$

$$Re(2") = \frac{0.167 \times 12.6 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 1.79 \times 10^5$$

$$Re(2\frac{1}{2}) = \frac{0.208 \times 8.8 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 1.56 \times 10^5$$

$$Re(3") = \frac{0.250 \times 5.6 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 1.19 \times 10^5$$

El coeficiente de frotamiento (f), se obtiene de la Fig. 125 del Brown, conociendo la rugosidad relativa E/D , y el No. de Reynolds. La rugosidad relativa y la longitud equivalente (L), se obtienen mediante las Figs. 126 y 127 del mismo libro.

	1½"	2"	2½"	3"
E/D	0.0012	0.0009	0.0007	0.0006
L	294.50	305.00	312.00	326.00
f	0.0220	0.0212	0.0206	0.0200

$$H_{fs}(1\frac{1}{2}") = \frac{0.0220 \times 449.4 \times 294.5}{64.4 \times 0.125} = 356.7 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$H_{fs}(2") = \frac{0.0212 \times 158.7 \times 305.0}{64.4 \times 0.167} = 95.5 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$H_{fs}(2\frac{1}{2}") = \frac{0.0206 \times 77.4 \times 312.0}{64.4 \times 0.208} = 37.1 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$H_{fs}(3") = \frac{0.0200 \times 31.3 \times 326.0}{64.4 \times 0.250} = 12.6 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

D. sup. (pulg.)	V. sup. (pies/seg)	Re	f	$\overline{H_{fs}}$ (lb-pie/lbm)
1½	21.2	2.26×10^5	0.0220	356.7
2	12.6	1.79×10^5	0.0212	95.5
2½	8.8	1.56×10^5	0.0206	37.1
3	5.6	1.19×10^5	0.0200	12.6

De los valores de H_{fs} obtenidos se observa que el que corresponde a un diámetro de 3.0 pulg. se aproxima más al valor real de H_{fs} de la ecuación.

$$\frac{fu^2L}{2gcD} = 12.0 \approx 12.6 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

Para conectar la válvula automática de $1\frac{1}{2}$ pulg. -- se necesitarán 270 pies (82.5 m) de tubería de 3.0 pulg. de diámetro, cédula 80 y 7 codos de 90° de curvatura, - céd. 80 y 3.0 pulg. de diámetro.

Cálculo de la tubería para transportar el líquido del recipiente separador a la planta de absorción. (Re- cipiente 1133).

Esta línea tendrá una longitud de 545 pies (166 m) y se necesitarán 11 codos de 90°.

El cálculo del diámetro es similar al anterior. La válvula automática a la que irá conectada esta tubería es de 8 pulgadas.

Datos:

$$Z_1 = 0 \qquad Z_2 = 13.1 \text{ pies} \qquad \rho = 34.39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$u_1 = u_2$$

$$P_1 = 550 \text{ psig} \qquad P_2 = 533.3 \text{ psig} \qquad \mu = 0.6 \text{ cps.}$$

$$H_{fs} = 2280 - 2117 - 13.1 = 149.9 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$\frac{fu^2L}{2gcD} = 149.9 \frac{\overline{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

Se supondrán diámetros de 8, 10 y 12 pulgadas.

Ø nom. (pulg)	Céd.	D.E. (pulg)	D.I. (pulg)	Esp. pared (pulg.)	A. transv. (pies ²)
8	80	8.625	7.625	0.500	0.3171
10	80	10.750	9.562	0.594	0.4987
12	80	12.750	11.374	0.688	0.7056

El gasto que maneja la válvula automática de 8" es de 5420 Gal/min.

$$5420 \text{ Gal/min.} = 12.1 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Velocidades.-

$$\frac{12.1}{0.3171} = 38.4 \text{ pies/seg.}$$

$$\frac{12.1}{0.4987} = 24.2 \text{ pies/seg.}$$

$$\frac{12.1}{0.7056} = 17.2 \text{ pies/seg.}$$



QUINICIA

$$\text{Re}(8") = \frac{0.635 \times 38.4 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 2.35 \times 10^6$$

$$\text{Re}(10") = \frac{0.797 \times 24.2 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 1.64 \times 10^6$$

$$\text{Re}(12") = \frac{0.950 \times 17.2 \times 34.39}{0.6 \times 0.000672} = 1.39 \times 10^6$$

	8"	10"	12"
E/D	0.00022	0.00018	0.00015
L	776	831	875
f	0.0145	0.0141	0.0139

$$H_{fs}(8") = \frac{0.0145 \times 1478 \times 776}{64.4 \times 0.635} = 410.0 \frac{\overrightarrow{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$H_{fs}(10") = \frac{0.0141 \times 588 \times 831}{64.4 \times 0.797} = 137.0 \frac{\overrightarrow{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

$$H_{fs}(12") = \frac{0.0139 \times 296 \times 875}{64.4 \times 0.950} = 58.7 \frac{\overrightarrow{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

D. sup. (pulg.)	V. sup. (pies/seg)	Re	f	H _{fs} ($\overrightarrow{\text{lb-pie}}/\text{lbm}$)
8	38.4	2.35×10^6	0.0145	410.0
10	24.2	1.64×10^6	0.0141	137.0
12	17.2	1.39×10^6	0.0139	58.7

De los valores de H_{fs} obtenidos, se observa que el que corresponde a un diámetro de 10 pulg. se aproxima más al valor real de la ecuación.

$$\frac{f u^2 L}{2g c D} = 149.9 \approx 137.0 \frac{\overrightarrow{\text{lb-pie}}}{\text{lbm}}$$

Para conectar la válvula automática de 8 pulg. se necesitarán 545 pies (166 m) de tubería de 10 pulg. de diámetro, cédula 80 y 11 codos de 90° de curvatura, céd. 80 y 10 pulg. de diámetro.

CALCULO DEL REFUERZO A LA BOQUILLA DE LAS VALVULAS DE CONTROL PARA CONDENSADO RECUPERADO.

El diámetro de la boquilla deberá ser de 10 pulg., que es el de la tubería donde irá conectada la válvula automática de 8 pulg. Sobre esta línea se conectará la de 3.0 pulg.

CALCULO DEL ESPESOR DE LA BOQUILLA.

$$trn = \frac{Pd Rn}{SE - 0.6Pd} + C$$

Datos:

$$Pd = 659 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$Rn = 5.0 \text{ pulgadas.}$$

$$S = 15,000 \text{ lb/pulg.}^2 \text{ (Acero al carbón SA-181 Grado I).}$$

$$E = 100 \%$$

$$trn = \frac{659 \times 5.0}{(15,000 \times 1.0) - (0.6 \times 659)} + 0.0625$$

$$trn = \frac{3,295}{14,605} + 0.0625 = 0.2875 \text{ pulg.}$$

Cálculo del área del refuerzo total requerido:

$$At = tr Dn$$

$$At = 0.739 \times 10.125 = \underline{7.48 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en el cuerpo:

$$A_1 = (t - tr)Dn$$

$$A_1 = (0.875 - 0.739)10.125 = 0.136 \times 10.125$$

$$A_1 = \underline{1.377 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área en exceso de espesor en la boquilla:

$$A_2 = 5.0(tn - trn) (tn + tp)$$

El espesor nominal de la boquilla (t_n) se considera de 0.625 pulg.

Calculando t_p se tiene:

$$t_p = 2.5t - 2.5t_n$$

$$t_p = (2.5 \times 0.875) - (2.5 \times 0.625) = 2.19 - 1.56$$

$$t_p = 0.63 \text{ pulg.}$$

$$A_2 = 5.0(0.625 - 0.2875) (0.625 + 0.63)$$

$$A_2 = 5.0 \times 0.337 \times 1.255 = 2.11$$

$$A_2 = \underline{2.11 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área por soldaduras:

$$W_1 = W_2 = t_p = 0.63 \text{ pulg.}$$

$$A_3 = \frac{0.63 \times 0.63}{2} = \frac{0.3969}{2} = 0.198 \text{ pulg.}^2$$

Como son 6 soldaduras: $A_3 = 0.198 \times 6 = 1.188 \text{ pulg.}^2$

$$A_3 = \underline{1.188 \text{ pulg.}^2}$$

Cálculo del área para refuerzo de la pared de la boquilla:

Como la boquilla no penetrará en el interior de la pierna, tenemos:

$$A_4 = 0$$

Cálculo del área del refuerzo soldado al cuerpo:

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4$$

Substituyendo:

$$1.377 + 2.11 + 1.188 + 0 = 4.67 \text{ pulg.}^2$$

$$A_t = 7.48 \text{ pulg.}^2$$

Como la suma de las áreas es menor que el área total, se requiere refuerzo que asegure la boquilla a la pierna del recipiente.

Como $A_5 = A_t - (A_1 + A_2 + A_3 + A_4)$, entonces:

$$A_5 = 7.48 - 4.67 = 2.81 \text{ pulg.}^2$$

Por otra parte, $A_5 = W_p t_p$ y como se desea conocer el valor de W_p , tenemos entonces:

$$W_p t_p = 2.81 \text{ pulg.}^2 \quad \text{y } t_p = 0.63 \text{ pulg.}$$

$$W_p = \frac{2.81}{0.63} = 4.5 \text{ pulg.}$$

La boquilla tendrá 10 pulg. (25.4 cm) de diámetro y 0.625 pulg. (1.59 cm) de espesor, reforzada con una placa soldada al cuerpo de 4.5 pulg. (11.43 cm) de ancho y 0.63 pulg. (1.6 cm) de espesor, llevará además 6 soldaduras triangulares al arco eléctrico.

OPERACION DEL EQUIPO.

El equipo de recuperación de hidrocarburos gaseo--
sos y líquidos ha sido diseñado para operar contínuamente
te, tanto durante las limpiezas de los gasoductos como durante
durante la operación normal de la U.P.L.V.

El recipiente separador estará conectado a la línea
de alimentación de gas húmedo de la planta criogénica. Aquí
Aquí se separarán gran parte de hidrocarburos líquidos y
y el gas efluente del recipiente irá al separador que se
se encuentra actualmente a la entrada de la planta.

El juego de válvulas automáticas de control de ni-
vel deberá trabajar de tal manera que durante la opera-
ción normal de la planta criogénica, estará operando la
válvula de $1\frac{1}{2}$ pulg., para controlar el nivel de conden-
sado en el recipiente. Este fluirá por la línea de 3.0-
pulg. hacia el separador de líquidos FA-6A uniéndosele antes
antes la corriente de condensado del FA-1. La válvula automática
automática de 8 pulg. deberá permanecer cerrada durante
este tiempo.

Cada vez que se efectúe limpieza a un gasoducto se
irá acumulando un gran volumen de líquido e irá aumen--
tando el nivel en el recipiente, por lo tanto, la válvu
la de $1\frac{1}{2}$ pulg. abrirá conforme aumente el nivel hasta a
brir totalmente. Cuando esta válvula esté operando a flujo
flujo máximo comenzará a abrir la válvula de 8 pulg. que

conduce el condensado al separador 1133 de la planta de absorción. En cuanto deje de llegar el líquido acumulado en el gasoducto que se limpia cerrará la válvula de 8 pulg. y disminuirá su abertura la de $1\frac{1}{2}$ pulg. quedando nuevamente controlando el nivel normal del recipiente.

El agua que se separe tanto en operación normal como durante las limpiezas, se estará drenando continuamente mediante la válvula automática de 2 pulg. manteniendo un nivel de agua constante en el recipiente. Generalmente se recomienda mantener un nivel de aproximadamente 12 pulg. desde el fondo de la pierna ó sumidero.

Este volumen de agua que se debe mantener en el recipiente permitirá obtener una mejor separación entre el condensado de hidrocarburos y agua, a la vez que evitará que el condensado se fugue hacia el drenaje.

El líquido que durante las limpiezas se envíe a la planta de absorción, se procesará para obtener un producto libre de metano y con un contenido muy bajo de etano para que pueda almacenarse en los recipientes esféricos con que cuenta la planta.

Cuando por alguna causa la planta criogénica esté fuera de operación ó se haya suspendido el bombeo de producto líquido, se enviará este producto al Complejo Industrial de Pajaritos, Ver., mientras se normaliza la situación, ó se enviará a la Refinería de Minatitlán, Ver.

C A P I T U L O V

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

En este capítulo se hace una comparación entre el costo del equipo calculado y el costo de los hidrocarburos recuperados, para determinar si el equipo aquí propuesto es económicamente costeable.

El costo de estos hidrocarburos es esencial en vista de que el ingreso que de ellos se obtenga durante un período razonable, cubrirá tanto el costo del equipo, como el costo de instalación del mismo.

Costo aproximado del recipiente separador.-

Costo del recipiente equipado con boquillas, mampara deflectora, y pierna (sumidero) para líquidos ----- \$ 450,000.00

Costo aproximado de los accesorios.-

1 válvula automática para control de nivel de condensado de hidrocarburos (al 1133), de 8 pulg. ----- \$ 31,200.00

2 válvulas de compuerta de 10 pulg. para laterales de automática de 8 pulg. (bridadas). Mat. acero al carbón ----- 28,000.00

1 válvula de globo de 8 pulg. para directo de automática (bridada). Mat. acero al carbón ----- 15,000.00

1 válvula automática para control de nivel de condensado de hidrocarburos (al FA-6A, de 1½ pulg. ----- 5,000.00

2 válvulas de compuerta de 3 pulg. para laterales de automática (bridadas), de acero al carbón ----- 7,200.00

1 válvula de globo de 1½ pulg. para directo de automática (roscada), de acero al carbón -----	\$ 1,200.00
1 válvula automática para control de nivel de agua, de 2 pulg. -----	6,600.00
2 válvulas de compuerta de 3 pulg. para laterales de automática (roscadas), de acero al carbón -----	7,200.00
1 válvula de globo para directo de automática, de 2 pulg. (roscada), de acero al carbón -----	3,000.00
1 válvula de seguridad de orificio Q ---	26,600.00
4 válvulas de compuerta de 1½ pulg. roscadas. (Tomas de controles de nivel) ---	5,000.00
4 válvulas de globo de ¾ pulg. roscadas. (Tomas de medidores de nivel) -----	1,600.00
3 válvulas de ¾ pulg. roscadas, para purgas -----	1,300.00
1 medidor de nivel de 4 pies de long. equipado con cristales de alta resistencia (condensado de hidrocarburos) -----	2,000.00
1 medidor de nivel de 3 pies de long., con cristales de alta resistencia (agua)	1,500.00
1 control de nivel equipado con pierna para flotador y flotador, de 32 pulg. de long. -----	9,800.00
1 control de nivel equipado con pierna para flotador y flotador, de 14 pulg. de long. -----	6,200.00
1 manómetro con carátula de 4½ pulg. de diámetro. rango de 0 a 70 kg/cm ² -----	320.00

1 termómetro con rango de 0 a 100 °C equipado con termopozo	600.00
545 pies de tubería de 10 pulg. de diám. Céd. 80 de acero al carbón	62,084.00
11 codos de 90° y 10 pulg. Ø, céd. 80 acero al carbón	16,000.00
270 pies de tubería de 3 pulg. de diám. Céd. 80 de acero al carbón	6,000.00
7 codos de 90° y 3 pulg. Ø, céd. 80, acero al carbón	1,400.00
33 pies de tubería de 8 pulg. de diám. - Céd. 80 acero al carbón, para conectar la válvula de seguridad a la red de desfogue al quemador	2,520.00
2 codos de 90° y 8 pulg. Ø, céd. 80, acero al carbón	1,500.00
72 pies de tubería de 18 pulg. de diám. - céd. 80, de acero al carbón, para conectar el separador con la línea de gas húmedo. (Ent. y Sal.)	25,000.00
4 codos de 90° y 18 pulg. Ø, céd. 80 acero al carbón	12,000.00
Condensador de niebla (malla de retención, soportes y emparrillados)	1,500.00
1 registro-hombre con tapa ciega de 18 pulg. de diám.	1,340.00
Costo de la cimentación	7,000.00
COSTO TOTAL DEL EQUIPO	\$ 735,624.00

Costo de la instalación del equipo.-

La instalación del equipo estará a cargo de la Gerencia de Proyectos y Construcción de PEMEX. Por lo tanto, sólo se considerarán como gastos de instalación los ocasionados por pago de salarios al personal.

Para la instalación del equipo se requiere el servicio del siguiente personal:

- 2 soldadores especialistas.
- 2 ayudantes de soldador.
- 6 obreros generales.
- 1 cabo de maniobras.
- 1 operador de grúa.

Tiempo requerido para la instalación.- 30 días, --
trabajando turnos de 8 horas por día.

Salarios correspondientes al personal que laboraría en la instalación del equipo.-

	1 sem.	1 mes
2 soldadores especialistas.-	\$ 2,000.00	\$ 8,000.00
2 ayudantes de soldador.-	1,300.00	5,200.00
6 obreros generales.-	3,000.00	12,000.00
1 cabo de maniobras.-	750.00	3,000.00
1 operador de grúa.-	900.00	3,600.00
	<hr/>	
TOTAL:		\$31,800.00

COSTO DE INVERSION.-

Costo total del equipo.-	\$ 735,624.00
Costo total de instalación.-	\$ 31,800.00
	<hr/>
TOTAL:	\$ 767,424.00

La instrumentación y demás accesorios serán instalados por personal adscrito a la U.P.L.V. Como el equipo pasaría a formar parte de esta Unidad, la operación y el mantenimiento del mismo también quedaría a cargo de ésta.

VALOR APROXIMADO DE LOS HIDROCARBUROS RECUPERADOS.

Para estimar el valor de los hidrocarburos recuperados se tomará como base la cantidad que se recuperaría durante la limpieza del gasoducto Cuichapa-La Venta, que es la que con más frecuencia se lleva a cabo. Invariablemente se efectúa tres veces por semana. Los demás gasoductos están programados para limpiarlos cada 15 días ó cada mes, según sea la cantidad de gas que manejan ó la longitud de los mismos.

Volumen de gas recuperado durante cada limpieza.-

Cuando se efectúa una limpieza a un gasoducto, generalmente se bloquea el gas hacia la planta y se envía al quemador unos 30 minutos antes de que llegue el

"diablo" a la trampa. Tomando como base el gasoducto -- Cuichapa-La Venta, que maneja un gasto de 60 MMPCD, tenemos:

$$60 \times 10^6 \frac{\text{pies}^3}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{1440 \text{ min.}} = 41,660 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

Como el gas se envía durante 30 minutos al quemador, se quemar:

$$41,660 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}} \times 30 \text{ min.} = 1,249,800 \text{ pies}^3$$

Esta cantidad de gas es la que se recuperará durante cada limpieza si en vez de enviarse al quemador se pasa por el recipiente aquí propuesto.

El valor de compra por pie^3 de gas húmedo es de:

\$ 0.00137

El valor de la cantidad de gas recuperado, por cada limpieza, será de:

$$1,249,800 \text{ pies}^3 \times 0.00137 \frac{\$}{\text{pie}^3} = \$ 1,710.00$$

Cantidad de hidrocarburos líquidos recuperados.-

Anteriormente se calculó que la mezcla líquida que se envía actualmente al quemador es de 7230 pies^3 (durante los 10 minutos, en promedio, que tarda quemándose). De esta cantidad el 90% corresponde a hidrocarburos condensados, o sea, 6507 pies^3 .

El valor de compra de gasolina cruda por pie³, es aproximadamente de: \$ 8.50

El valor de la cantidad de hidrocarburos líquidos recuperados, por limpieza, será de:

$$6,507 \text{ pies}^3 \times 8.50 \frac{\$}{\text{pie}^3} = \$ 55,309.00$$

VALOR DE LA CANTIDAD RECUPERADA POR LIMPIEZA.-

Hidrocarburos gaseosos: 1,710.00

Hidrocarburos líquidos: \$ 55,309.00

TOTAL: \$ 57,019.00

Tiempo que se requiere para recuperar la inversión.-

Las limpiezas se efectúan 3 veces por semana, por lo tanto, en un mes se efectúa un promedio de 12 limpiezas.

Valor recuperado mensualmente.-

$$\$ 57,019.00 \times 12 = \$ 684,228.00$$

Esto representa una recuperación de \$ 22,874.00 -- por día, por lo tanto, el costo de inversión del equipo se recuperaría en el transcurso de 1 mes y tres días. - Considerando que sólo se ha tomado en cuenta para los cálculos las limpiezas al gasoducto Guichapa-La Venta, la recuperación se llevaría a cabo en menor tiempo si se consideran también las limpiezas a los demás gasoductos que abastecen a la U.F.L.V.

C A P I T U L O VI

CONCLUSIONES

Como resultado de este trabajo, se concluye que:

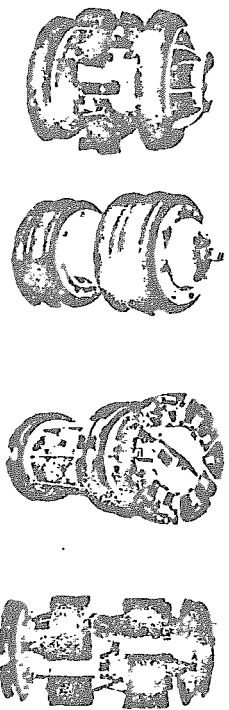
- 1.- Debido a la necesidad que tiene Petróleos Mexicanos de eliminar las pérdidas económicas que implica el quemar hidrocarburos líquidos y gaseosos durante la limpieza a los gasoductos que abastecen a la Unidad Petroquímica La Venta, es esencial instalar el equipo que aquí se propone.
- 2.- Este equipo tendría la ventaja de recuperar totalmente los hidrocarburos que actualmente se queman y cuyo valor es de \$ 57,019.00 por limpieza.
- 3.- Al tener el recipiente que aquí se propone una mayor capacidad para separar el agua que trae consigo el gas húmedo, se aumentaría la eficiencia de los deshidratadores de gas, los cuales actualmente permiten la salida del gas con un contenido relativamente alto de humedad, lo que trae por consecuencia la formación de hidratos de hidrocarburos en el tren de enfriamiento y una disminución en la eficiencia total de la planta criogénica. Con este equipo se eliminaría en gran parte este problema.
- 4.- Además de los valores monetarios recuperables, se considera la recuperación como una medida importantísima de seguridad, ya que el quemador en donde actualmente desfogon los hidrocarburos que se queman se localiza muy cerca del área de almacenamiento de

aceite crudo y la radiación calorífica presenta un serio peligro cuando relevan las válvulas de alivio de los tanques, por donde salen vapores de hidrocarburos.

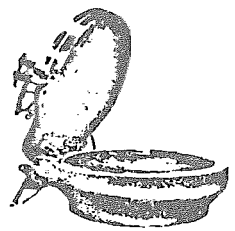
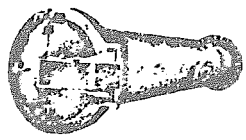
- 5.- El costo en sí del equipo propuesto y su instalación sería relativamente muy bajo, tomando en cuenta el valor de los hidrocarburos recuperados y las otras ventajas que representa.

La recuperación de la cantidad invertida se llevaría a cabo en 33 días, por lo tanto, se considera que la economía y los beneficios que se obtendrían justifican plenamente la inversión.

A P E N D I C E

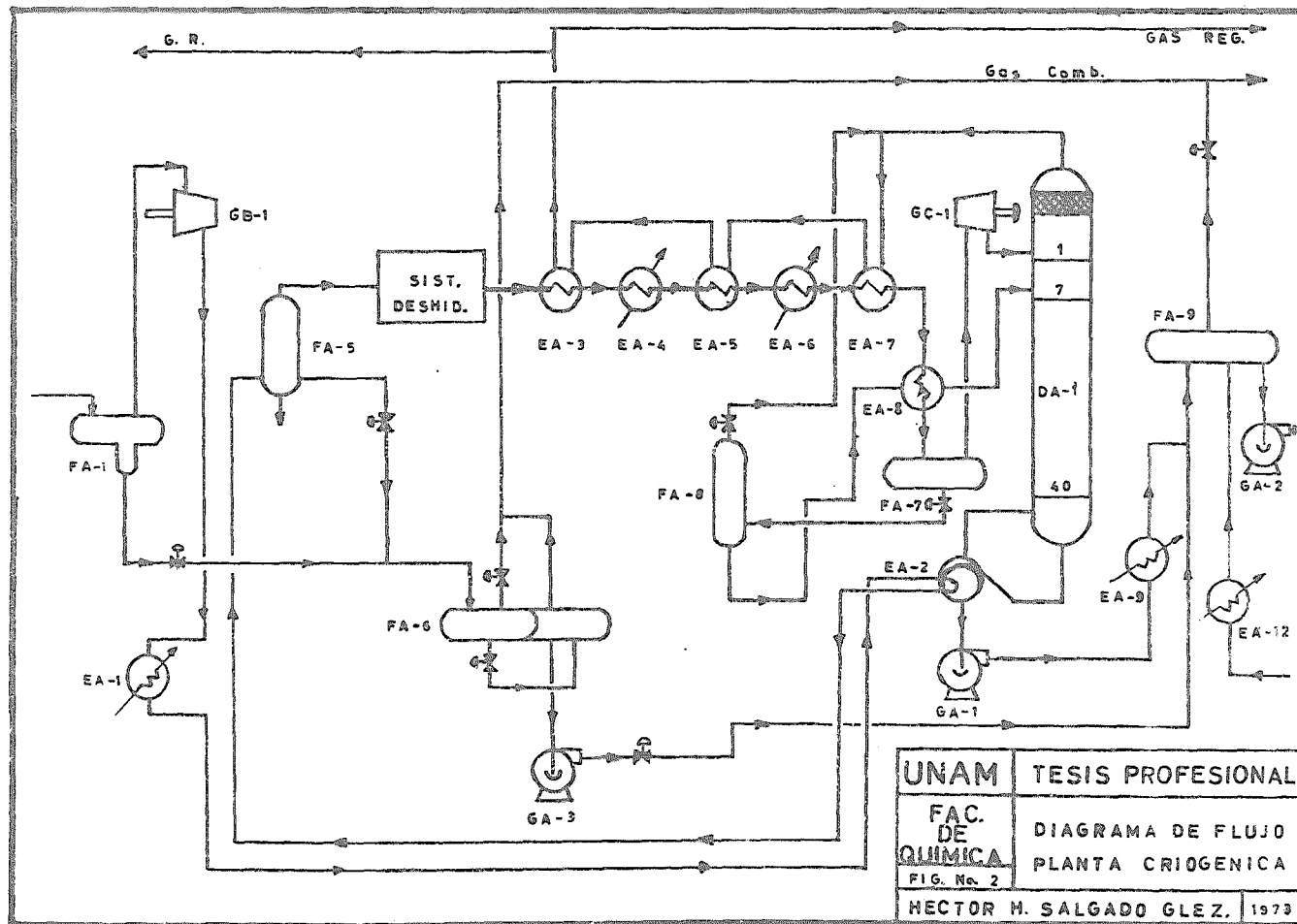


RASPA TUBOS (DIABLOS)



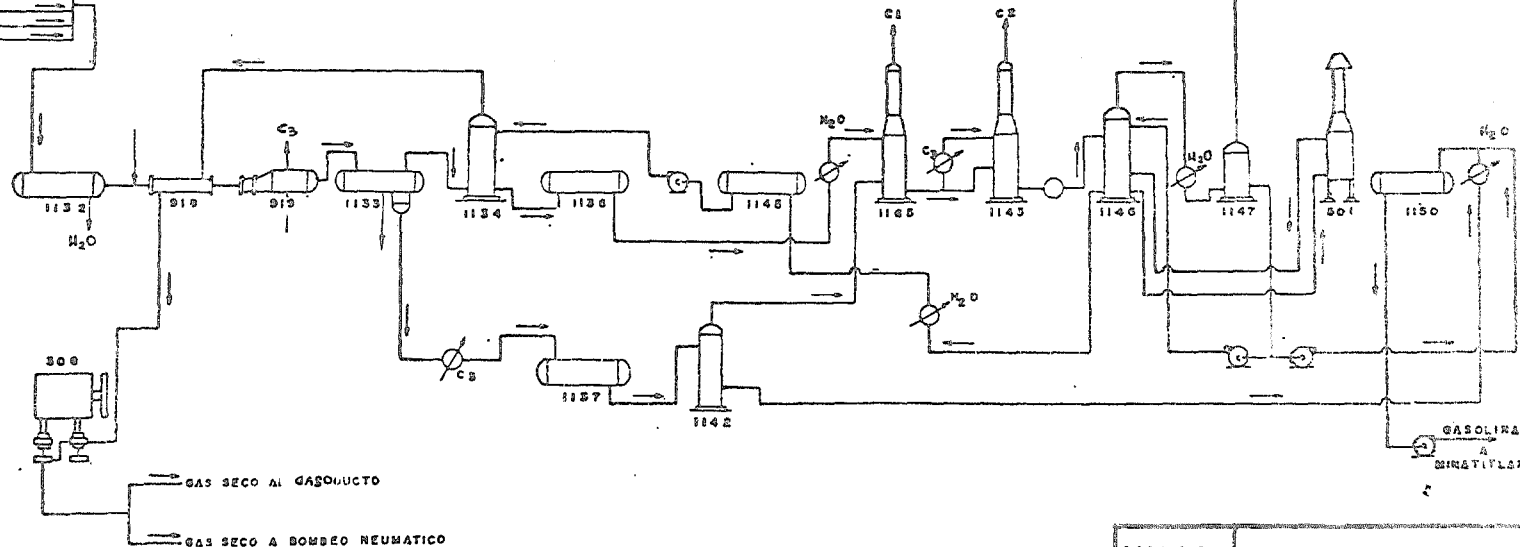
TRAMPA DE RASPA TUBOS
Y SU TAPA

UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	TIPOS DE DIABLOS Y SUS TRAMPAS
FIG. No. 1	
HECTOR H. SALGADO GLEZ. 1973	

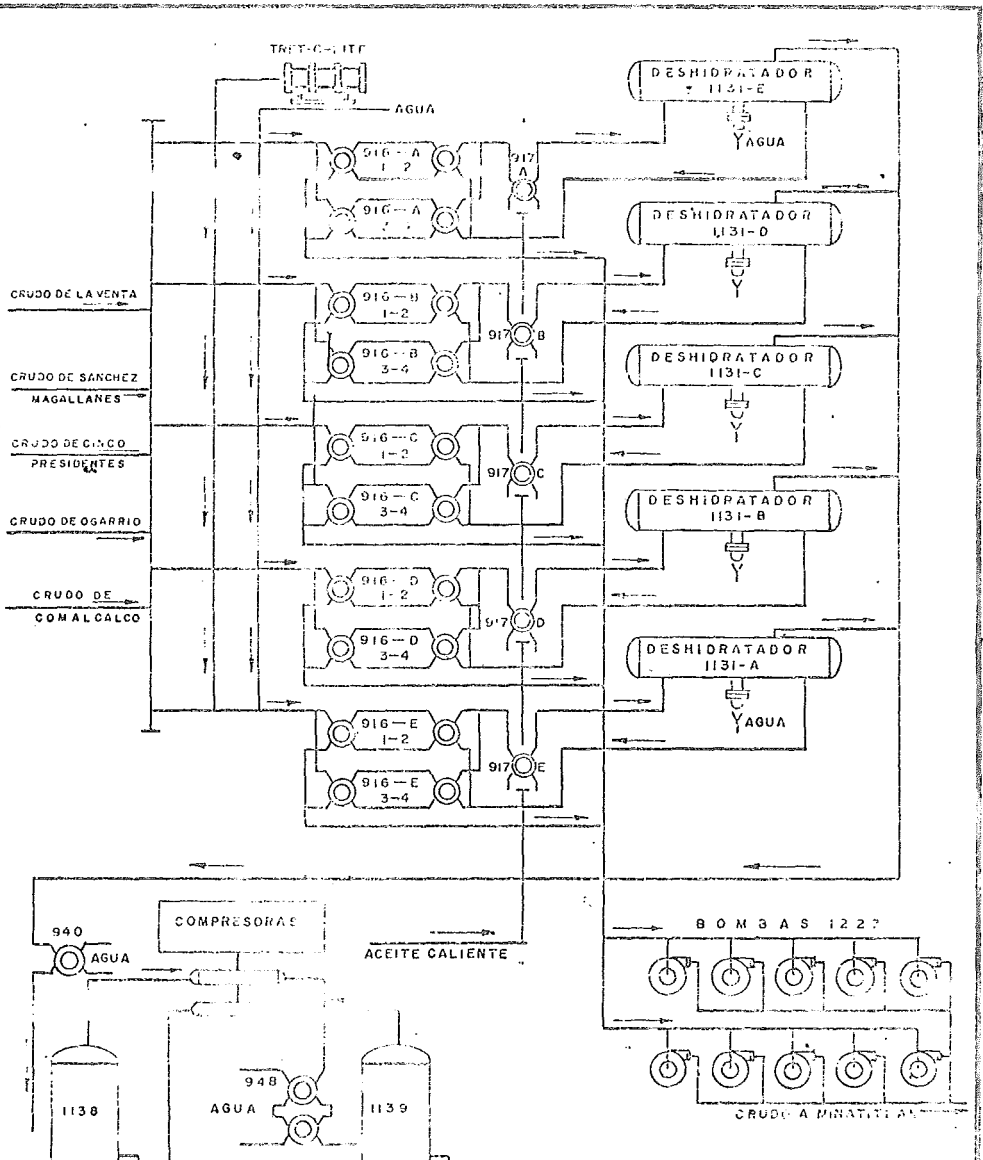


UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA CRIOGENICA
FIG. No. 2	
HECTOR M. SALGADO GLEZ.	1973

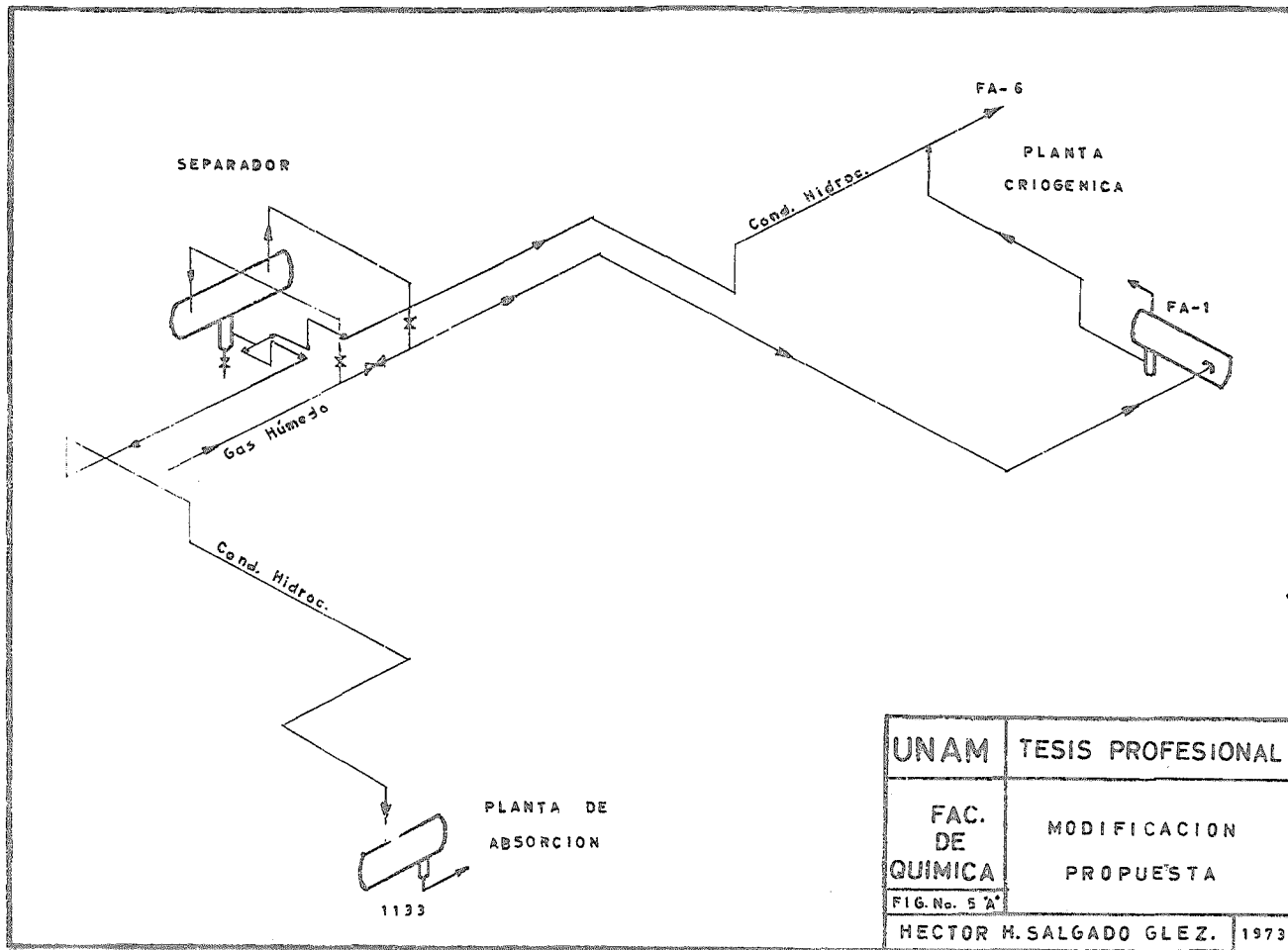
CARGA DE
GAS HUMEDO



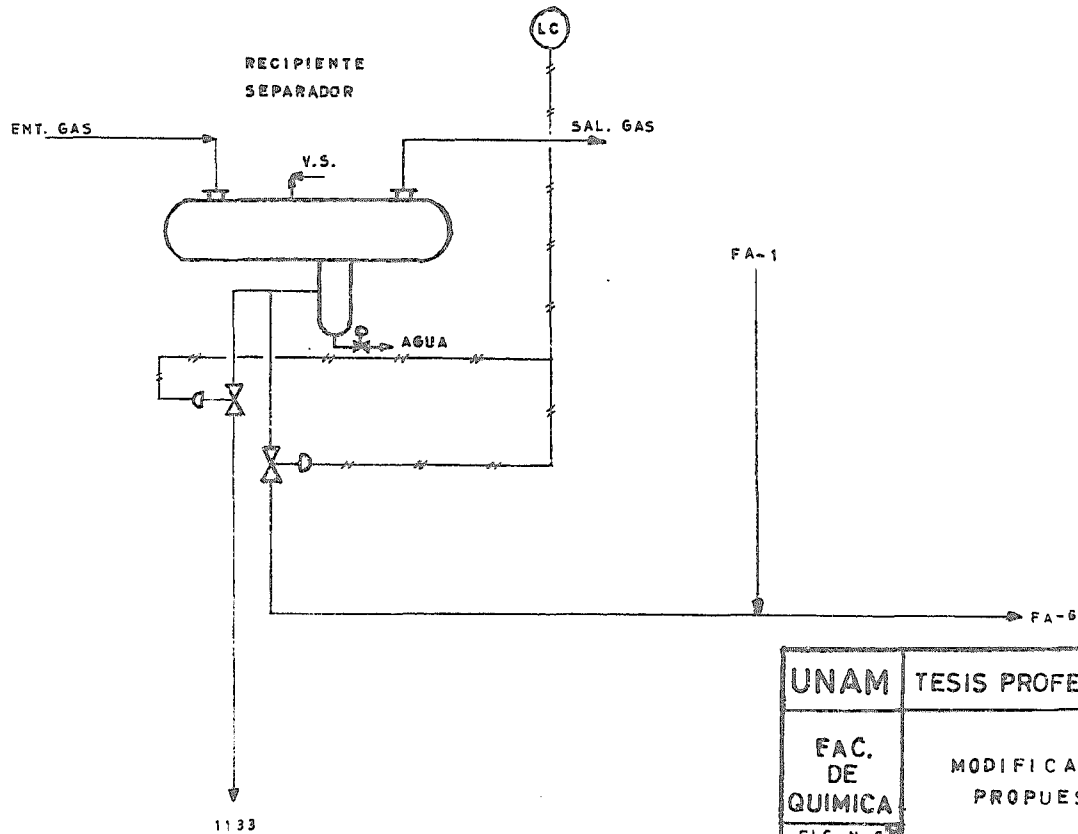
UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE ABSORCION
FIG. No. 3	
HECTOR H. SALGADO GLEZ. 1973	



UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	DIAGRAMA DE FLUIDO PLTA DESHIDRATORA
FIG. No. 4	
HECTOR H. SALGADO GLE.	1973



UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	MODIFICACION PROPUESTA
FIG. No. 5 A	
HECTOR M. SALGADO GLEZ.	1973



UNAM	TESIS PROFESIONAL
FAC. DE QUIMICA	MODIFICACION PROPUESTA
FIG. No. 5	
HECTOR H. SALGADO GLEZ. 1973	

B I B L I O G R A F I A

BIBLIOGRAFIA

- American Petroleum Institute A.P.I. Standard 526 "Flanged steel safety relief valves - for use in Petroleum Refineries".
- A.S.M.E. Unfired Pressure Vessel Code VIII, División I, 1968.
- Brown, George G. Operaciones básicas de la Ingeniería Química. 1a. Edición, 1965.
- Brownell, Lloyd E. Process Equipmente Design.
- CRANE, Co. Technical paper 409, Chicago Ill., 1970.
- FISHER Governor Co. Manual de válvulas de control 1967.
- G.P.C. PEMEX. Dimensionamiento de tanques horizontales.
- Gulf Publishing Co. Hydrocarbon Processing Catalog, 1970.
- Hudson Engineering Corp. Manual de operación de la planta de absorción de La Unidad Petroquímica La Venta.
- I.M.I.Q. Publicación del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos. Enero, febrero y marzo de 1970. Costos de equipo de proceso para la industria Petroquímica.
- I.M.P. Manual de operación de la Planta Criogénica recuperadora de etano de La Venta, Tab. Instituto Mexicano del Petróleo, 1971.
- Ing. de Materiales, PEMEX. Estimación de costos de equipo. Asesoría Técnica de Materiales.

Ludwig, Ernest E. Applied Process Design for -
Chemical and Petrochemical -
Plants. 1964. Vol I.

N.G.P.S.A. Engineering Data Book.
Natural Gas Processors Su --
pliers Association. 1965.

PERRY, John H. Chemical Engineers Handbook,
4a. Edición, 1968.

The Fluor Corp. Ltd. Manual de especificaciones -
de la Planta Criogénica de -
La Venta, Tab., 1971.